Évaluation à l'échelle pilote du procédé par lit fluidisé biologique pour le traitement des eaux usées urbaines

85-6491/

RAPPORTS DE RECHERCHE SUR LES EAUX USÉES

Ces RAPPORTS DE RECHERCHE donnent les résultats de travaux de recherche et de développement dans les domaines de la collecte, du traitement et de la décharge des eaux usées domestiques et municipales. Ces travaux sont déterminés par l'intermédiaire du Comité interministériel de la collecte et du traitement des eaux usées (Comité de recherche SCAT), et les recherches sont réalisées avec l'aide technique d'Environnement Canada.

Toute demande de renseignements concernant le PROGRAMME DE RECHERCHE sur les techniques relatives aux eaux usées doit être adressée à:

Division de la recherche technique
Secteur de la recherche et de l'élaboration de propositions
Société canadienne d'hypothèques et de logement
Chemin Montréal
Ottawa (Ontario)
K1A 0P7

ÉVALUATION À L'ÉCHELLE PILOTE DU PROCÉDÉ PAR LIT FLUIDISÉ BIOLOGIQUE POUR LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES URBAINES

par

Dearborn Environmental Consulting Services
Mississauga (Ontario)

pour

La Société canadienne d'hypothèques et de logement

Rapport SCAT-11F

On peut se procurer le présent document aux adresses suivantes:

Section des publications (Eaux)
Service de la protection de l'environnement
Environnement Canada
Ottawa (Ontario)
K1A 1C8

Centre de l'information et des communications
Société canadienne d'hypothèques et de logement
Chemin Montréal
Ottawa (Ontario)
K1A OP7

© Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1982
N° de cat. En 43-51 11F
ISBN 0-662-91794-4
IMPRIMERIE BEAUREGARD LIMITÉE

AVIS

Les recherches ont été réalisées à forfait, pour le compte du Secteur de la recherche et de l'élaboration de propositions, Société canadienne d'hypothèques et de logement, grâce à une subvention accordée en vertu de la Loi nationale sur l'habitation, chapitre V. M. J.P. Stephenson, d'Environnement Canada y a collaboré en apportant son aide technique.

Le présent rapport a été revu par la Société canadienne d'hypothèques et de logement et Environnement Canada. Les vues, conclusions et recommandations qui y sont exprimées sont celles de l'auteur et ne reflètent pas nécessairement les vues et les politiques de la Société ou d'Environnement Canada. La mention de marques de commerce ou de produits commerciaux ne constitue pas une approbation ni une recommandation quant à leur emploi.

Édition française du rapport SCAT-11, "Pilot Scale Assessment of the Biological Fluidized Bed Process for Municipal Wastewater Treatment".

RÉSUMÉ

On a démontré, à l'échelle pilote, la faisabilité des lits fluidisés oxygéniques pour l'oxydation du carbone et la nitrification des eaux résiduaires urbaines.

L'aptitude du lit fluidisé à éliminer les particules en suspension en limite la charge organique théorique. Un effluent traité contenant moins de 15 mg/L de DBO_5 filtrable a été obtenu de façon constante pour une charge de 10 kg de DBO_5/m^3 et par jour, un ordre de grandeur supérieur à la normale pour les systèmes classiques de croissance en suspension. Pour obtenir une DBO_5 inférieure à 15 mg/L sans polissage de l'effluent, il a fallu que la charge volumétrique soit semblable à celle des systèmes classiques, parce que les matières en suspension contribuaient à la DBO_5 de l'effluent final. Le lit fluidisé a réagi rapidement aux changements de la qualité des eaux à traiter, qui lui ont moins nui qu'au procédé aux boues activées et qu'au contacteur biologique rotatif, pour ce qui est de la concentration du carbone organique filtrable dans l'effluent. La qualité de l'effluent s'est gravement détériorée pour ce qui est de la concentration des matières en suspension, lorsque le débit et les concentrations variaient journalièrement.

Les études sur la nitrification à une étape distincte du traitement n'ont pas permis de confirmer les augmentations d'un ordre de grandeur de la vitesse volumétrique d'oxydation de l'ammoniaque, revendiquées par d'autres chercheurs, principalement à cause des concentrations relativement faibles de la biomasse qu'il est possible de maintenir durant le traitement d'un effluent secondaire de grande qualité (DBO/azote total de Kjeldahl <0,4). De plus, on a déterminé les limites à la diffusion des pellicules biologiques des réacteurs, qui augmentent considérablement dans ces derniers le temps de séjour hydraulique nécessaire pour obtenir de faibles concentrations d'azote ammoniacal dans l'effluent (<1 mg/L).

Malgré les limitations apparentes qui sont associées à l'élimination des matières en suspension pendant l'oxydation du carbone et à la concentration de la biomasse pendant la nitrification séparée de l'effluent secondaire de grande qualité, le procédé pourrait servir dans des cas particuliers comme:

1) l'expansion d'une installation de traitement par croissance en suspension;
2) l'amélioration du traitement secondaire par ajout d'un dispositif de nitrification au moyen du prétraitement en lit fluidisé pour éliminer le carbone organique ou pour assurer la dénitrification biologique;

3) le prétraitement d'eaux résiduaires industrielles concentrées.

Il est recommandé que les études sur ce procédé se concentrent dorénavant sur ces cas.

ABSTRACT

Pilot-scale invetigations of the oxygenic biological fluidized bed process demonstrated that the system is a technically feasible alternative for carbon oxidation and nitrification of municipal wastewaters.

The design organic loading of the fluidized bed is limited by the ability of the process to remove suspended particulate matter. A treated effluent containing less than 15 mg/L filterable BOD_5 was produced consistently at a loading rate of 10 kg $BOD_5/m^3 \cdot d$, an order-of-magnitude higher than typical for conventional suspended growth systems. To attain less than 15 mg/L total BOD_5 content, without effluent polishing, required operation at a volumetric loading similar to conventional suspended growth systems, due to the contribution of suspended solids to the final effluent BOD_5. The fluidized bed responded rapidly to changes in influent conditions; the process was less susceptible to influent disturbances than the activated sludge and rotating biological contactor processes in terms of effluent filterable organic carbon concentration. There was significant deterioration in effluent quality in terms of suspended solids concentration under diurnally varying flow and concentration conditions.

Separate stage nitrification studies did not demonstrate the order-of-magnitude increases in volumetric ammonia oxidation rates claimed by other investigators, primarily because of the relaively low biomass concentrations possible during the treatment of high quality secondary effluent (BOD/TKN <0.4). In addition, diffusional limitations in the reactor biofilms were identified, which significantly increased the reactor hydraulic retention time necessary for low effluent ammonia-nitrogen concentrations (<1 mg/L).

Despite the apparent limitations associated with suspended solids removal during carbon oxidation and biomass concentration during separate stage nitrification of high quality secondary effluent, the process demonstrated a potential for application in such specific areas as:

1) expanding an existing suspended growth treatment facility;
2) upgrading an existing secondary treatment system to provide nitrification through fluidized bed pretreatment for organic carbon removal and/or to provide biological denitrification;
3) pre-treatment of high-strength industrial wastes.

It is recommended that further investigations of the process be concentrated in these areas.

TABLE DES MATIÈRES

		Page
RÉSUMÉ		ii
TABLE DES MATIÈRES		v
LISTE DES FIGURES		vii
LISTE DES TABLEAUX		viii
CONCLUSIONS		xvi
RECOMMANDATIONS		xix
1	INTRODUCTION	1
1.1	Objectifs de l'étude	1
1.2	Programme expérimental	2
2	APERÇU SUR LE TRAITEMENT BIOLOGIQUE EN LIT FLUIDISÉ	3
2.1	Oxydation du carbone dans le procédé biologique à lit fluidisé	3
2.2	Nitrification dans le procédé biologique à lit fluidisé	5
3	APPAREILLAGE ET MÉTHODES	7
3.1	Description de l'usine pilote	7
3.2	Méthodes d'échantillonnage et d'analyse	9
3.2.1	Oxydation du carbone	9
3.2.2	Nitrification	10
3.3	Caractéristiques de mélange du lit fluidisé	10
4	EFFICACITÉ DE L'OXYDATION DU CARBONE EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE	14
4.1	Programme expérimental	14
4.1.1	Conception expérimentale	14
4.1.2	Exploitation de l'usine pilote	15
4.1.3	Caractéristiques des eaux usées	16
4.2	Résultats expérimentaux	16
4.2.1	Effets des variables d'entrée sur l'efficacité du procédé	16
4.2.2	Effet de la charge massique sur le taux d'élimination du procédé	22
4.2.3	Effet de la charge massique sur la qualité de l'effluent	26
4.2.4	Caractéristiques des matières volatiles du lit	30

		Page
4.2.5	Temps de séjour des matières et rendement en matières	32
4.2.6	Utilisation d'oxygène	35
4.2.7	Élimination du carbone et nitrification simultanées	37
4.3	Résumé	37
5	EFFETS DES CONDITIONS DE CHARGE DIURNES SUR L'EFFICACITÉ DU LIT FLUIDISÉ	39
5.1	Programme expérimental	39
5.2	Résultats expérimentaux	41
5.2.1	Comparaison de l'efficacité en conditions d'écoulement hydraulique constantes et variables	41
5.2.2	Effet de la charge diurne sur l'efficacité du traitement	46
5.3	Variabilité de l'efficacité du traitement	55
5.4	Rendement en matières solides	57
5.5	Résumé	63
6	EFFICACITÉ DU LIT FLUIDISÉ EN CONDITIONS D'EXPLOITATION DYNAMIQUES	66
6.1	Protocole expérimental	66
6.2	Résultats expérimentaux	69
6.3	Fonctions de corrélation croisée	72
6.4	Élaboration de modèles dynamiques	74
6.5	Vérification des modèles	80
6.6	Résumé	82
7	CARACTÉRISTIQUES ET TRAITABILITÉ DES MATIÈRES DE L'EFFLUENT DU LIT FLUIDISÉ	85
7.1	Caractéristiques des matières de l'effluent du lit fluidisé	85
7.2	Traitabilité des matières de l'effluent du lit fluidisé	87
7.2.1	Décantation	87
7.2.2	Coagulation chimique	88
7.2.3	Filtration sur milieu granulaire	91
7.3	Résumé	114
8	ÉTAPE DE NITRIFICATION SÉPARÉE POUR LE TRAITEMENT PAR LIT FLUIDISÉ BIOLOGIQUE	115
8.1	Qualité de l'alimentation du réacteur	115
8.2	Démarrage et acclimatation	116
8.3	Résultats obtenus en état de pseudo-équilibre	123
8.4	Cinétique de la nitrification du procédé à lit fluidisé biologique	130
8.5	Effet de la cinétique sur la nitrification en lit fluidisé	139
8.6	Autres facteurs influant sur la nitrification	145

		Page
8.6.1	Élimination d'alcalinité	145
8.6.2	Consommation d'oxygène	145
8.6.3	Rendement en matières et TSH du système	147
8.6.4	Effet de la température	147
8.7	Résumé	148
BIBLIOGRAPHIE		150
ABRÉVIATIONS ET SYMBOLES		155

LISTE DES FIGURES

Figures		Page
3.1	SCHÉMA DE FONCTIONNEMENT DU TRAITEMENT BIOLOGIQUE PAR LIT FLUIDISÉ	8
3.2	GRANULOMÉTRIE DU SABLE DU LIT FLUIDISÉ	9
3.3	RÉACTION DU TRACEUR (ESSAI 1)	12
3.4	RÉACTION DU TRACEUR (ESSAI 2)	12
4.1	QUALITÉ DE L'ALIMENTATION DU RÉACTEUR - CARBONE ORGANIQUE FILTRABLE ET MATIÈRES EN SUSPENSION	18
4.2	QUALITÉ DE L'ALIMENTATION DU RÉACTEUR - DBO_5 TOTALE ET FILTRABLE	18
4.3	CORRÉLATION ENTRE DES TAUX D'ÉLIMINATION SPÉCIFIQUES ET LES VARIABLES D'ENTRÉE	20
4.4	CORRÉLATION ENTRE LA CONCENTRATION DE L'EFFLUENT TRAITÉ ET LES VARIABLES D'ENTRÉE	21
4.5	TAUX D'ÉLIMINATION SPÉCIFIQUE - DBO_5 TOTALE	24
4.6	TAUX D'ÉLIMINATION SPÉCIFIQUE - DBO_5 FILTRABLE	24
4.7	TAUX D'ÉLIMINATION SPÉCIFIQUE - MATIÈRES EN SUSPENSION	25
4.8	EFFET DE LA CHARGE DE DBO_5 DU PROCÉDÉ SUR LA CONCENTRATION DE DBO_5 DE L'EFFLUENT	27
4.9	EFFET DE LA CHARGE DE DBO_5 DU PROCÉDÉ SUR LA CONCENTRATION DE MATIÈRES EN SUSPENSION DE L'EFFLUENT	27
4.10	EFFET DE LA CHARGE EN MATIÈRES SUR LA QUALITÉ DE L'EFFLUENT	29
4.11	DISTRIBUTION DES CONCENTRATIONS DE MATIÈRES VOLATILES DU LIT	31

Figures		Page
4.12	DISTRIBUTION DES CONCENTRATIONS DE MATIÈRES VOLATILES EN FONCTION DE LA HAUTEUR DU RÉACTEUR	31
4.13	CONCENTRATIONS DES BOUES REJETÉES DU LIT FLUIDISÉ	35
5.1	VARIATIONS DE DÉBIT: ÉTUDES DES CONDITIONS DIURNES - ÉCOULEMENT HYDRAULIQUE CONSTANT	40
5.2	VARIATIONS DE DÉBIT - ÉTUDES DES CONDITIONS DIURNES-ÉCOULEMENT HYDRAULIQUE VARIABLE	40
5.3	RÉACTION AUX CONDITIONS DE CHARGE DIURNE EN ÉCOULEMENT HYDRAULIQUE CONSTANT	44
5.4	RÉACTION AUX CONDITIONS DE CHARGE DIURNE EN ÉCOULEMENT HYDRAULIQUE VARIABLE	45
5.5	EFFICACITÉ DU TRAITEMENT EN CONDITIONS DE CHARGE DIURNES: COF DE L'ALIMENTATION ET DE L'EFFLUENT	48
5.6	EFFICACITÉ DU TRAITEMENT EN CONDITIONS DE CHARGE DIURNES: MATIÈRES EN SUSPENSION DE L'ALIMENTATION ET DE L'EFFLUENT	48
5.7	EFFET DES CONDITIONS DE CHARGE DIURNES SUR L'EFFICACITÉ DU TRAITEMENT	51
5.8	EFFICACITÉ DU TRAITEMENT EN CONDITIONS DE CHARGE DIURNES: COF DE L'ALIMENTATION ET DE L'EFFLUENT	52
5.9	EFFICACITÉ DU TRAITEMENT EN CONDITIONS DE CHARGE DIURNES: MATIÈRES EN SUSPENSION DE L'ALIMENTATION ET DE L'EFFLUENT	52
5.10	EFFET DES CONDITIONS DE CHARGE DIURNES SUR L'EFFICACITÉ DU TRAITEMENT	56
5.11	VARIATION QUOTIDIENNE DE L'EFFICACITÉ DU LIT FLUIDISÉ - COF ET MATIÈRES EN SUSPENSION	59
5.12	VARIATION QUOTIDIENNE DE L'EFFICACITÉ DU LIT FLUIDISÉ - DCO ET DBO_5	60
6.1	APPAREILLAGE EXPÉRIMENTAL	68
6.2	RÉACTION DE LA CONCENTRATION DU COT DE L'EFFLUENT	70

Figures		Page
6.3	RÉACTION DE LA CONCENTRATION DE MATIÈRES EN SUSPENSION DE L'EFFLUENT	70
6.4	RÉACTION TYPE DU DÉBIT LORS DES ÉTUDES DE SÉRIES CHRONOLOGIQUES	71
6.5	CORRÉLATION CROISÉE ENTRE LES VARIABLES DE L'ALIMENTATION ET LA CONCENTRATION DU COF DE L'EFFLUENT	73
6.6	CORRÉLATION CROISÉE ENTRE LES VARIABLES DE L'ALIMENTATION ET LA CONCENTRATION DE MES DE L'EFFLUENT	75
6.7	RELATION ENTRE LA DBO_5 ET LA CONCENTRATION DE CARBONE ORGANIQUE	77
6.8	COMPARAISON DE RÉACTIONS PRÉVUES ET OBSERVÉES DU COT DE L'EFFLUENT	81
6.9	COMPARAISON DES RÉACTIONS PRÉVUES ET OBSERVÉES DES MATIÈRES EN SUSPENSION DE L'EFFLUENT	81
7.1	COMPARAISON DES TENEURS EN ATP DE L'ALIMENTATION, DE L'EFFLUENT ET DE LA BIOMASSE	86
7.2	RAPPORT ENTRE LA CONCENTRATION DE MATIÈRES EN SUSPENSION DE L'EFFLUENT ET LA TENEUR EN ATP	88
7.3	EFFET DE LA DÉCANTATION SUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DE L'EFFLUENT DU LIT FLUIDISÉ	89
7.4	EFFET DE LA DÉCANTATION SUR LA DBO_5 DE L'EFFLUENT DU LIT FLUIDISÉ	90
7.5	SCHÉMA DE LA COLONNE DE FILTRATION	94
7.6	GRANULOMÉTRIE DU SABLE POUR DÉCAPAGE	96
7.7	GRANULOMÉTRIE DU SABLE DE LIT FLUIDISÉ	96
7.8	GRANULOMÉTRIE DE L'ANTHRACITE	97
7.9	EFFET DE LA CONFIGURATION DU FILTRE SUR LA DURÉE DE FILTRATION - EFFLUENT DE LIT FLUIDISÉ	99

Figures		Page
7.10	EFFET DE LA CONFIGURATION DU FILTRE SUR LA PERTE DE CHARGE DU FILTRE - EFFLUENT DE LIT FLUIDISÉ	100
7.11	EFFET DE LA CONFIGURATION DU FILTRE SUR LA DURÉE DE FILTRATION - EFFLUENT DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE	100
7.12	EFFET DE LA CONFIGURATION DU FILTRE SUR LA PERTE DE CHARGE DU FILTRE - EFFLUENT DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE	101
7.13	COMPARAISON DE LA FILTRABILITÉ DES EFFLUENTS DU LIT FLUIDISÉ ET DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE - CHARGE HYDRAULIQUE: 81,4 L/min•m^2	105
7.14	COMPARAISON DE LA FILTRABILITÉ DES EFFLUENTS DU LIT FLUIDISÉ ET DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE - CHARGE HYDRAULIQUE: 244,2 L/min•m^2	106
7.15	COMPARAISON DE LA FILTRABILITÉ DES EFFLUENTS DU LIT FLUIDISÉ ET DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE - CHARGE HYDRAULIQUE: 81,4 L/min•m^2	107
7.16	COMPARAISON DE LA FILTRABILITÉ DES EFFLUENTS DU LIT FLUIDISÉ ET DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE - CHARGE HYDRAULIQUE: 244,2 L/min•m^2	108
7.17	COMPARAISON DE LA FILTRABILITÉ DES EFFLUENTS DU LIT FLUIDISÉ ET DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE - CHARGE HYDRAULIQUE: 162,8 L/min•m^2	109
7.18	COMPARAISON DE LA FILTRABILITÉ DES EFFLUENTS DU LIT FLUIDISÉ ET DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE - CHARGE HYDRAULIQUE: 162,8 L/min•m^2	110
8.1	CONDITIONS DU LIT PENDANT L'ACCLIMATATION AUX CONDITIONS DE NITRIFICATION	118
8.2	EFFICACITÉ DE LA NITRIFICATION PENDANT L'ACCLIMATATION	119
8.3	EFFETS DE LA TEMPÉRATURE ET DE LA FRACTION DE NITRIFICATEURS SUR LA VITESSE DE NITRIFICATION	121
8.4	RÉSULTAT DE L'ESSAI 1 EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE	124
8.5	RÉSULTATS DE L'ESSAI 2 EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE	125

Figures		Page
8.6	RÉSULTATS DES ESSAIS 3, 4 ET 5 EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE	126
8.7	EFFET DE LA CHARGE D'AMMONIAC SUR LA VITESSE DE NITRIFICATION	129
8.8	EFFET DE LA CONCENTRATION DE N AMMONIACAL DE L'ALIMENTATION SUR LA VITESSE DE NITRIFICATION	130
8.9	EFFET DE LA CHARGE D'AMMONIAC SUR LA QUALITÉ DE L'EFFLUENT DU LIT FLUIDISÉ	131
8.10	RÉSULTATS D'ESSAI DE CINÉTIQUE PAR LOTS EN LIT FLUIDISÉ - ESSAI 1	133
8.11	RÉSULTATS D'ESSAI DE CINÉTIQUE PAR LOTS EN LIT FLUIDISÉ - ESSAI 2	134
8.12	RÉSULTATS D'ESSAI DE CINÉTIQUE PAR LOTS EN LIT FLUIDISÉ - ESSAI 3	135
8.13	RÉSULTATS D'ESSAI DE CINÉTIQUE PAR LOTS EN LIT FLUIDISÉ - ESSAI 4	136
8.14	CINÉTIQUE DE NITRIFICATION PAR LOTS DE BIOMASSE EN SUSPENSION DE LIT FLUIDISÉ	138
8.15	DONNÉES SUR LA VITESSE DE NITRIFICATION EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE	139
8.16	PRÉVISION DE LA QUALITÉ DE L'EFFLUENT OBTENU PAR UNE ÉTAPE SÉPARÉE DE NITRIFICATION EN LIT FLUIDISÉ	141
8.17	COMPARAISON DES EFFETS DE LA TEMPÉRATURE SUR LA NITRIFICATION DE SYSTÈMES À CROISSANCE EN SUSPENSION OU À CROISSANCE SUR SUPPORT	148

LISTE DES TABLEAUX

Tableau		Page
2.1	RÉSUMÉ DES DONNÉES D'EFFICACITÉ DU TRAITEMENT EN LIT FLUIDISÉ POUR L'ÉLIMINATION DE LA DBO_5 DUE AU CARBONE	4
2.2	RÉSUMÉ DES DONNÉES D'EFFICACITÉ DU TRAITEMENT EN LIT FLUIDISÉ POUR LA NITRIFICATION	6
3.1	ÉVALUATION DES CONDITIONS DE MÉLANGE DU LIT FLUIDISÉ - CONDITIONS EXPÉRIMENTALES	11
3.2	RÉSULTATS DES ESSAIS DE MODÉLISATION D'ÉCOULEMENT	13
4.1	NIVEAUX DE RÉGULATION DES VARIABLES D'ENTRÉE LORS DES ESSAIS EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE	14
4.2	CONDITIONS EXPÉRIMENTALES EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE	17
4.3	QUALITÉ DE L'ALIMENTATION DU RÉACTEUR EN CONDITIONS D'ÉQUILIBRE	19
4.4	MODÈLES DE RÉGRESSION D'ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE	23
4.5	COMPARAISON DES CONDITIONS DE CHARGE NÉCESSAIRES À L'OBTENTION D'UN EFFLUENT TRAITÉ CONTENANT 20 mg/L DE DBO_5 ET 30 mg/L DE MATIÈRES EN SUSPENSION	28
4.6	CHARGES THÉORIQUES DU LIT FLUIDISÉ PERMETTANT D'OBTENIR CERTAINS OBJECTIFS DE QUALITÉ DE L'EFFLUENT	29
4.7	TEMPS DE SÉJOUR DES MATIÈRES ET RENDEMENT EN MATIÈRES D'UN SYSTÈME BIOLOGIQUE À LIT FLUIDISÉ	34
4.8	UTILISATION D'OXYGÈNE POUR L'OXYDATION DU CARBONE	36
5.1	CONDITIONS D'EXPLOITATION MOYENNES POUR LES ÉTUDES DE CHARGE DIURNE	41
5.2	COMPARAISON DES EFFICACITÉS DE TRAITEMENT EN CONDITIONS D'ÉCOULEMENT DIURNE CONSTANTES ET VARIABLES - RÉSULTATS D'ÉCHANTILLONS COMPOSITES	42

Tableaux		Page
5.3	COMPARAISON DES EFFICACITÉS DE TRAITEMENT EN CONDITIONS D'ÉCOULEMENT DIURNES CONSTANTES ET VARIABLES - ÉCHANTILLONS INDIVIDUELS	47
5.4	COMPARAISON DES PARAMÈTRES DU LIT FLUIDISÉ EN CONDITIONS D'EXPLOITATION EN PSEUDO-ÉQUILIBRE ET DIURNES	50
5.5	CONDITIONS D'EXPLOITATION MOYENNES LORS D'ÉTUDES EN CHARGE DIURNE ET À TSH DE 30 MINUTES	53
5.6	COMPARAISON DES EFFICACITÉS DU TRAITEMENT EN CONDITIONS DE CHARGE DIURNES ET À DES TSH DE 20 ET 30 MINUTES	53
5.7	COMPARAISON DE PARAMÈTRES DE TRAITEMENT EN LIT FLUIDISÉ UTILISÉS EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE ET EN CONDITIONS DIURNES (TSH= 30 minutes)	55
5.8	EFFICACITÉ DU TRAITEMENT EN LIT FLUIDISÉ EN FONCTIONNEMENT DIURNE	58
5.9	VARIATION DE LA QUALITÉ DE L'EFFLUENT - DONNÉES REGROUPÉES	61
5.10	VARIATION DE LA QUALITÉ DE L'EFFLUENT - TSH DE 30 MINUTES	61
5.11	RENDEMENT NET EN MATIÈRES DU SYSTÈME À LIT FLUIDISÉ	64
6.1	RÉSUMÉ DES RÉSULTATS OBTENUS PAR CORRÉLATION CROISÉE	76
6.2	MODÈLES "FONCTION DE TRANSFERT-BRUIT" POUR LA RÉACTION DU COF	78
6.3	MODÈLES "FONCTION DE TRANSFERT-BRUIT" POUR LA RÉACTION DES MES	79
7.1	COMPARAISON DES TENEURS EN ATP DES MATIÈRES DE L'ALIMENTATION DE L'EFFLUENT ET DU RÉACTEUR	87
7.2	EFFET DE LA DÉCANTATION SUR LA QUALITÉ DE L'EFFLUENT DU LIT FLUIDISÉ	91

Tableaux		Page
7.3	RÉSUMÉ DES CONDITIONS D'EXPLOITATION DU LIT FLUIDISÉ	92
7.4	CARACTÉRISTIQUES DES MILIEUX DE FILTRATION	97
7.5	PROTOCOLE EXPÉRIMENTAL DES ESSAIS DE FILTRATION DE LA PHASE II	98
7.6	RÉSUMÉ DE L'EFFICACITÉ DES FILTRES AVEC LES EFFLUENTS DE LIT FLUIDISÉ	102
7.7	RÉSUMÉ DE L'EFFICACITÉ DES FILTRES AVEC LES EFFLUENTS DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE	103
7.8	COMPARAISON DE LA FILTRABILITÉ DES EFFLUENTS DU LIT FLUIDISÉ ET DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE	111
8.1	CARACTÉRISTIQUES DE L'ALIMENTATION DU LIT FLUIDISÉ PENDANT LES ÉTUDES DE NITRIFICATION	116
8.2	RELATION ENTRE LA FRACTION DE NITRIFICATEURS ET LE RAPPORT DBO_5/NTK	122
8.3	RÉSUMÉ DES ESSAIS DE NITRIFICATION EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE	128
8.4	RÉSULTATS DE LA DISCRIMINATION DE MODÈLES POUR LES ESSAIS DE NITRIFICATION PAR LOTS	137
8.5	CONSTANTES DE VITESSE D'ORDRE 1/2 POUR LA NITRIFICATION BIOLOGIQUE	140
8.6	COMPARAISON DES CONCENTRATIONS PRÉVUES ET RÉELLES D'AZOTE AMMONIACAL DE L'EFFLUENT	141
8.7	CONDITIONS D'EXPLOITATION DU LIT FLUIDISÉ COMME ÉTAPE SÉPARÉE DE NITRIFICATION POUR OBTENIR DES CONCENTRATIONS D'AZOTE AMMONIACAL DANS L'EFFLUENT DE 5 mg/L ET DE 1 mg/L	142
8.8	COMPARAISON DES TEMPS DE SÉJOUR HYDRAULIQUE DE SYSTÈMES DE NITRIFICATIONS SÉPARÉS	144
8.9	UTILISATION DE L'OXYGÈNE POUR LA NITRIFICATION	146

CONCLUSIONS

Les résultats obtenus lors d'études à l'échelle pilote effectuées au Centre technique des eaux usées à Burlington (Ontario) ont montré que le procédé par lit fluidisé oxygénique, c'est-à-dire alimenté en oxygène pur, représentait une solution techniquement réalisable de rechange des procédés de traitement biologique classiques pour l'oxydation du carbone et la nitrification des eaux usées urbaines. Les importants taux d'élimination par volume unitaire pouvant être obtenus pourraient présenter des avantages économiques appréciables dans certains cas, du fait de la réduction des volumes des réacteurs et de l'élimination des décanteurs secondaires. Les résultats obtenus à l'échelle pilote ont cependant aussi démontré l'existence de limitations appréciables découlant de la technique du lit fluidisé.

Il est possible de tirer les conclusions suivantes touchant le procédé par lit fluidisé biologique:

Oxydation du carbone des eaux usées domestiques

1) La charge théorique du lit fluidisé pour l'oxydation du carbone est limitée par la capacité du système à éliminer les matières solides en supension. Des concentrations de DBO_5 filtrable de l'effluent inférieures à 15 mg/L pourraient être obtenues de façon constante à une charge organique de 10 kg $DBO_5/m^3 \cdot j$, soit un ordre de grandeur de plus que la valeur type des systèmes classiques à croissance en suspension. Mais l'effluent, dans ces conditions de charge, contenait 20 mg/L additionnels de DBO_5 totale dus aux matières en suspension. L'obtention d'un effluent contenant moins de 15 mg/L de DBO_5 totale sans effectuer de polissage nécessite d'exploiter le système à des charges volumétriques semblables à celle des systèmes classiques à croissance en suspension. Il n'a pas été possible d'obtenir de façon constante un effluent traité contenant moins de 15 mg/L de matières en suspension à l'usine pilote de Burlington.
2) Les matières en suspension dans l'effluent du lit fluidisé sont, dans une grande mesure, des matières de l'alimentation qui n'ont pas été éliminées dans le réacteur biologique, plutôt que de la biomasse arrachée au support de croissance. Ces matières présentaient de faibles vitesses de décantation. La coagulation chimique a permis d'améliorer l'efficacité de la clarification par gravité, mais il serait nécessaire d'effectuer des travaux supplémentaires pour évaluer la faisabilité de

cette solution. La filtration par gravité sur milieu mixte s'est avérée efficace pour améliorer la qualité de l'effluent de façon à respecter des normes anti-rejets plus sévères. La surface nécessaire à la filtration représente de trois a six fois celle du réacteur du lit fluidisé.

3) L'exploitation du système en conditions de charge diurnes n'a pas nui à sa capacité d'oxyder le carbone. Les variations diurnes de la concentration et du débit des eaux usées ont été responsables d'une détérioration appréciable de la qualité de l'effluent des points de vue des matières en suspension et de la DBO_5 totale.

4) La qualité de l'effluent est demeurée relativement constante, du point de vue de la concentration de carbone organique filtré (DBO_5 après filtration), mais la concentration de matières en suspension de l'effluent a fortement varié en fonction de la concentration de l'affluent et de la charge du système.

5) Les concentrations de biomasse élevées signalées par d'autres chercheurs travaillant sur les procédés à lit fluidisé ont été confirmées par les études en usine pilote. Les concentrations de matières volatiles du lit variaient d'environ 8 g/L à plus de 15 g/L, selon les conditions d'exploitation. D'autres paramètres décrivant le fonctionnement du lit fluidisé, comme le rendement en matières et l'utilisation d'oxygène, présentent des valeurs comparables à celles signalées pour des systèmes classiques fonctionnant à des TSM semblables.

6) On n'a noté aucune dépendance envers la température lors de l'oxydation du carbone, sur l'étendue des températures mesurées.

7) Les temps de réaction à des variations de la concentration et du débit de l'affluent sont plus courts que ceux notés pour les procédés à boues activées ou à contacteur biologique rotatif. On note, si l'on se base sur les gains relatifs du traitement, que ces derniers procédés sont plus sensibles aux variations de l'alimentation que le procédé du lit fluidisé, du point de vue de la concentration de carbone organique filtrable de l'effluent.

8) Le procédé par lit fluidisé pourrait ne pas être utilisable comme traitement secondaire, permettant de respecter une norme sévère, limitant les rejets dans les eaux réceptrices à un maximum de 15 mg/L pour la DBO_5 et les matières en suspension, ceci à cause de la difficulté de maintenir de faibles concentrations de matières en suspension dans l'effluent traité. La possibilité d'effectuer le traitement à débit élevé qui caractérise ce procédé le rend cependant intéressant pour des applications particulières comme:

a) l'expansion d'une installation secondaire d'épuration par croissance en suspension pour en accroître la capacité d'oxydation du carbone;

b) l'amélioration d'un système de traitement secondaire afin de permettre la nitrification suivant un prétraitement sur lit fluidisé pour l'élimination du carbone organique ou afin de permettre la dénitrification biologique;

c) le prétraitement de déchets industriels très concentrés, afin d'en permettre le déversement dans les réseaux d'égout urbains.

Étape séparée de nitrification des effluents secondaires

1) Les études portant sur la nitrification séparée n'ont pas permis de confirmer les réductions de volume du réacteur d'un ordre de grandeur signalées par d'autres chercheurs. Des vitesses de nitrification spécifiques élevées ont été obtenues, mais les concentrations de biomasse du réacteur étaient beaucoup plus faibles. La faible teneur en carbone organique de l'effluent secondaire alimentant le système de Burlington (DBO_5/NTK< 0,4) semble être la principale cause des plus faibles concentrations de biomasse.

2) D'importantes limitations de la diffusion ont été identifiées au niveau des biofilms du lit fluidisé. La dépendance d'ordre cinétique 1/2 envers la concentration d'azote ammoniacal qui en est résultée, de même que le régime de mélange des CRMC, identifié dans le système du lit fluidisé en conditions de recyclage, affectent de façon significative la conception du traitement. Le temps de séjour hydraulique nominal nécessaire à l'obtention d'une teneur en azote ammoniacal de l'effluent de 1 mg/L serait de trois à cinq fois supérieur à celui nécessaire pour respecter une teneur maximale de 5 mg N-NH_3/L pour l'effluent rejeté, le tout dépendant de la concentration de l'alimentation.

3) Les valeurs d'autres paramètres relatifs à la nitrification biologique, comme l'élimination d'alcalinité, l'utilisation d'oxygène et le rendement en matières, sont comparables à celles généralement signalées pour des procédés de nitrification biologique à croissance en suspension similaires.

4) Il apparaît, après analyse des résultats des études effectuées à Burlington et de ceux d'autres études portant sur la nitrification séparée par lit fluidisé, qu'il serait beaucoup plus avantageux d'exploiter le système à un rapport carbone/azote plus élevé (DBO_5/NTK ≈2). La concentration plus élevée de MVL ainsi obtenue fait plus que compenser les plus faibles vitesses de nitrification spécifiques, le tout se

traduisant par une diminution générale du volume du réacteur, nécessaire à l'obtention d'un effluent de la qualité désirée.

RECOMMANDATIONS

Les recherches ultérieures relatives au procédé de traitement biologique par lit fluidisé devraient être concentrées dans les domaines précis où ce procédé présente un potentiel démontré. On compte parmi ceux-ci:

1) La démonstration à grande échelle de la faisabilité technique et économique de l'application de la technique du lit fluidisé à l'expansion ou à l'amélioration d'une usine déjà existante de traitement secondaire.
2) La démonstration sur une grande échelle de la faisabilité technique et économique de l'application du procédé par lit fluidisé à la dénitrification d'eaux usées urbaines dans une installation de traitement secondaire.
3) L'évaluation de la faisabilité de l'utilisation du lit fluidisé biologique au prétraitement de déchets industriels de forte concentration avant leur déversement dans un réseau d'égout urbain.

1 INTRODUCTION

Le procédé de traitement par lit biologique fluidisé a pour origine la modification de *systèmes biologiques à film fixe* plus classiques, comme le filtre bactérien, le réacteur à lit classique ou le contacteur biologique rotatif, pour l'oxydation du carbone, la nitrification et la dénitrification des eaux usées urbaines et industrielles. Il a pour principe de fonctionnement de base le passage ascendant des eaux usées dans un lit de matériau granulaire, comme du sable, à une vitesse suffisante pour permettre au lit de prendre de l'expansion, de sorte que le point où la résistance par frottement est égale à la force nette de gravité vers le bas soit dépassé. L'écoulement ascendant se traduit par un état de fluidisation. On fait croître une population de micro-organismes sous forme de film fixé à la surface du milieu fluidisé.

Depuis les premiers travaux de Beer et coll.[1,2], les chercheurs ont signalé un bon nombre d'avantages possibles découlant du concept du lit fluidisé, dont:

1) une concentration de biomasse dans le réacteur plus élevée que celle des procédés classiques de croissance en suspension;
2) des baisses de pression inférieures, comparativement aux systèmes à lit classique, et l'élimination des possibilités de colmatage;
3) la possibilité d'éliminer la décantation secondaire pour l'extraction des matières solides;
4) des taux élevés de transfert de masse comparativement aux autres contacteurs à film fixe étant donné l'importante surface de biomasse exposée;
5) une réduction du volume des réacteurs et des superficies pour les usines de traitement à l'échelle.

La Société canadienne d'hypothèques et de logement a, pour étudier ces avancés, retenu les services de Dearborn Environmental Consulting Services pour coordonner une évaluation à échelle pilote de la technique du lit fluidisé. Les travaux ont été effectués à Burlington (Ontario) dans les installations du Centre technique des eaux usées du Service de protection de l'environnement.

1.1 Objectifs de l'étude

L'objectif général consistait à déterminer les paramètres clés régissant la conception du réacteur à lit fluidisé biologique pour l'oxydation du carbone et la nitrification des eaux usées urbaines.

De façon plus précise, le programme a été conçu pour:

1) déterminer les caractéristiques de la réaction du procédé à diverses charges hydrauliques ou de substrat pour l'oxydation du carbone et la nitrification;
2) déterminer les caractéristiques de la réaction du procédé à la température des eaux usées;
3) évaluer la nécessité d'extraire les matières solides en suspension dans l'effluent du réacteur;
4) évaluer la variabilité à long terme de la qualité de l'effluent du système;

1.2 Programme expérimental

On a, pour atteindre ces objectifs, élaboré un programme expérimental en quatre phases:

Phase I: Réaction en "état d'équilibre" du procédé à lit fluidisé biologique en mode d'oxydation du carbone.

Phase II: Effets des conditions de charge diurnes sur l'efficacité du traitement en mode d'oxydation du carbone.

Phase III: Réaction dynamique du système en mode d'oxydation du carbone.

Phase IV: Réaction du système en mode de nitrification.

On a, pendant le déroulement de ces phases, évalué les divers facteurs ayant des effets sur la conception, l'efficacité et la rentabilité du procédé. Ces facteurs comprennent les caractéristiques relatives aux matières en suspension dans l'effluent, le taux d'utilisation de l'oxygène et le taux de production de matières solides.

Chaque phase du programme expérimental est traitée de façon détaillée dans le présent rapport.

2 APERÇU SUR LE TRAITEMENT BIOLOGIQUE EN LIT FLUIDISÉ

Depuis le début des années 1970, quand Beer et ses collaborateurs[1,2] ont signalé les avantages possibles des lits fluidisés pour la dénitrification biologique, bon nombre de chercheurs ont effectué des travaux d'évaluation de cette technique pour le traitement des eaux potables[3,4,5] et des eaux résiduaires domestiques[6,7,8,9,10] et industrielles[11,12,13,14]. Tous les processus de traitement biologique de base, l'oxydation du carbone, la nitrification et la dénitrification, ont été évalués au cours de ces recherches. Le procédé a fait l'objet d'évaluations en conditions anaérobie[15,16], anoxique[6,8,10], aérobie[17,18] (où l'air est la source d'oxygène dissous) et "oxygénique"[7,9,11] (où l'on utilise de l'oxygène pur).

La plupart des recherches sur l'utilisation des lits fluidisés ont fait appel au sable comme support. Le charbon activé[8,19] et d'autres matériaux granulaires[15] ont aussi été étudiés. Au Royaume-Uni, d'importants travaux de développement ont été effectués à l'aide d'un support poreux en mode d'écoulement triphasé[20]. Ils étaient basés sur les recherches sur la fermentation effectuées par Atkinson et ses collaborateurs[21,22].

On traite ici des résultats de recherches portant sur l'efficacité de traitement en mode d'exploitation oxygénique pour l'oxydation du carbone ou la nitrification. Une étude plus complète de la littérature technique a été présentée ailleurs[23] par Cooper et Wheeldon.

La plus grande partie des travaux de développement des procédés biologiques oxygéniques en lit fluidisé ont été effectués par Dorr-Oliver Inc. et Ecolotrol Inc. On effectue en ce moment au centre de recherche sur l'eau de Stevenage (Angleterre), l'évaluation d'un système à lit fluidisé à deux étages comprenant un réacteur oxygénique pour l'oxydation du carbone et la nitrification d'eaux usées domestiques; certaines données préliminaires ont déjà été publiées[10].

2.1 Oxydation du carbone dans le procédé biologique à lit fluidisé

Jeris et coll.[7,24] ont publié des données relatives au potentiel de traitement rapide du procédé pour l'oxydation du carbone des eaux usées, en se basant sur de vastes expériences à l'échelle pilote effectuées dans le Nassau County, New York. L'usine pilote comporte un "cône d'aération externe au réacteur à lit fluidisé afin de dissoudre une forte concentration d'oxygène pur dans les eaux usées brutes. Dans le réacteur de 0,95 m^3, on obtenait des teneurs moyennes en matières volatiles atteignant 14 200 mg/L, en utilisant

comme support du sable de silice de 0,5 mm de diamètre effectif (d_{10}) avec un coefficient d'uniformité (d_{60}/d_{10}) de 1,4. L'efficacité moyenne du réacteur pour l'élimination de la DBO_5 due au carbone, pendant une période de 30 jours, est résumée au Tableau 2.1. Si l'on se base sur ces conditions d'exploitation, la charge de DBO_5 était d'environ 0,6 kg/kg•J. Les auteurs ont conclu qu'une efficacité de traitement conduisant à une qualité équivalente à celle d'un effluent secondaire (DBO_5 < 30 mg/L; matières en suspension < 30 mg/L) pouvait être obtenue dans un réacteur à lit fluidisé, en utilisant un temps de séjour nominal de 16 minutes (basé sur le volume du réacteur vide) sans faire appel à la clarification de l'effluent.

TABLEAU 2.1 RÉSUMÉ DES DONNÉES D'EFFICACITÉ DU TRAITEMENT EN LIT FLUIDISÉ POUR L'ÉLIMINATION DE LA DBO_5 DUE AU CARBONE*

Débit de l'effluent primaire (L/min)	59
Débit de recyclage (L/min)	131
Temps de séjour hydraulique (min)	16
Température (°C)	24
DBO_5 des eaux usées brutes (mg/L)	203
DBO_5 de l'effluent primaire (mg/L)	94
Lit fluidisé - DBO_5 de l'effluent total (mg/L)	15
Lit fluidisé - DBO_5 de l'effluent filtré (mg/L)	4
% d'élimination de DBO_5 (eaux usées brutes/effluent total)	93
% d'élimination de DBO_5 (eaux usées brutes/effluent filtré)	99
MEST des eaux usées brutes (mg/L)	243
MEST de l'effluent primaire (mg/L)	65
MEST de l'effluent du lit fluidisé (mg/L)	25
% d'élimination des MEST (eaux usées brutes/effluent total)	90

* Jeris et coll.[7]

Dorr-Oliver Inc. ont poursuivi les travaux de développement du traitement oxygénique en lit fluidisé en appliquant leur système Oxitron à des eaux usées urbaines[9,25] et industrielles[11,26]. Les études à l'échelle pilote ont été effectuées à Orillia (Ontario) et à Greenwich (Connecticut) pour les eaux usées urbaines et à Cedar Rapids (Iowa) pour des eaux usées concentrées de résidus d'hydrates de carbone provenant

de la mouture humide de maïs. Ces essais ont confirmé les importantes efficacités d'oxydation du carbone, notées pour des concentrations de matières volatiles du lit de l'ordre de 10 000 à 20 000 mg/L. Les données d'exploitation d'Orillia[25] indiquent que le procédé à lit fluidisé produit un effluent contenant 20 mg/L de DBO_5 et 30 mg/L de matières en suspension à une charge de 3 kg de DBO_5 non filtrée/$min^3 \cdot j$, comparativement à une valeur de conception type de 0,45 kg/$m^3 \cdot j$, pour un système classique à boues activées par l'air. On a aussi conclu, après comparaison des données de Orillia et de Nassau County, que le taux de charge organique théorique était fonction des caractéristiques de l'alimentation[25]. L'efficacité de l'élimination de la DBO_5 était fortement fonction de la capacité du procédé à éliminer les matières en suspension des eaux usées brutes, car les matières résiduelles de l'effluent traité contribuent de façon appréciable à la DBO_5 totale de l'effluent final[9]. Dorr-Oliver ont aussi effectué beaucoup de travaux de développement portant sur l'oxygénateur, le dispositif de régulation du débit et l'appareillage de séparation du sable et de la biomasse.

Les travaux expérimentaux effectués au centre de recherche sur l'eau visent l'étude de l'efficacité d'un système à lit fluidisé de type anoxique-oxygénique exploité en mode de dénitrification pour le traitement total (élimination du carbone et de l'azote) d'eaux usées urbaines. Les études ont été concentrées sur la dénitrification[23], et l'évaluation du réacteur oxygénique n'en est encore qu'aux premiers stades de développement[10]. L'efficacité du réacteur oxygénique a été semblable à celle obtenue par d'autres chercheurs du point de vue de l'élimination du carbone organique. Les faibles efficacités d'élimination des matières en suspension notées avec ce système semblent être liées à la faible efficacité de l'oxygénateur.

2.2 Nitrification dans le procédé biologique à lit fluidisé

Les premières études de la nitrification en lit fluidisé portaient sur l'élimination de l'ammoniac d'eaux de rivière devant servir d'alimentation en eau potable[3,5]. Jeris et coll.[7,24] ont, par la suite, étudié l'utilisation du lit fluidisé comme étape séparée de nitrification d'un effluent secondaire provenant du traitement classique par boues activées, effectuée dans un système à échelle pilote identique à celui servant à l'oxydation du carbone. Comme le montrent les données d'efficacité (Tableau 2.2), on a signalé des efficacités d'oxydation de l'ammoniac approchant les 99% pour des temps de séjour hydraulique nominaux d'environ 11 minutes. Les concentrations de matières volatiles du lit étaient en moyenne de 8 500 mg/L. Les auteurs ont signalé des limitations

TABLEAU 2.2 RÉSUMÉ DES DONNÉES D'EFFICACITÉ DU TRAITEMENT EN LIT FLUIDISÉ POUR LA NITRIFICATION*

Débit de l'effluent secondaire (L/min)	52
Débit de recyclage (L/min)	122
Temps de séjour hydraulique (min)	10,6
Température (°C)	24
$N\text{-}NH_3$ de l'effluent secondaire (mg/L)	19,1
$N\text{-}NH_3$ du lit fluidisé (mg/L)	0,2
% d'élimination de $N\text{-}NH_3$	99
N organique de l'effluent secondaire (mg/L)	3,1
N organique de l'effluent du lit fluidisé (mg/L)	2,3

* Jeris et coll.[7]

dues à l'oxygène dissous et à l'alcalinité qui nuisaient au rendement aux charges maximales en $N\text{-}NH_3$. L'effluent secondaire alimentant le réacteur de nitrification était relativement pauvre, puisqu'il ne contenait que 70 mg/L de DCO environ.

Dorr-Oliver Inc. ont étudié la nitrification séparée d'effluents secondaires, ainsi que l'oxydation du carbone et la nitrification simultanée dans un même lit fluidisé. La première partie est effectuée à Greenwich et les résultats n'ont pas été publiés[27]. Les résultats obtenus à l'aide du lit fluidisé de l'usine pilote de Orillia montrent qu'il est possible d'obtenir en même temps une élimination de la DBO_5 carbonée et la nitrification avec un même lit fluidisé[25]. Pour un temps de séjour nominal de 37 minutes, une charge organique de 0,17 kg DBO_5/kgMVL•j et une température de 21°C, la concentration de $N\text{-}NH_3$ était réduite de 15 mg/L à 0,4 mg/L environ. La DBO_5 médiane des effluents non filtrés était, dans ces conditions, de 18 mg/L.

3 APPAREILLAGE ET MÉTHODES

3.1 Description de l'usine pilote

Le système à lit fluidisé à l'échelle pilote utilisé pendant l'étape d'oxydation du carbone est présenté à la Figure 3.1. Le réacteur à lit fluidisé est constitué d'une colonne cyclindrique de 28,9 cm de diamètre, de 4,27 m de hauteur à entrée conique, afin d'améliorer la répartition de l'écoulement d'entrée. La hauteur du lit en fonctionnement était réglée à 3,9 m par une soupape actionnée par minuterie. Le volume total de lit jusqu'à la soupape de sortie était de 0,21 m^3.

La biomasse de la fraction perdue du lit était séparée du support (sable de quartzite) dans un autre appareil et le support relativement propre était recyclé dans la colonne. On a, au début des opérations, utilisé un classeur Wemco Model 6 Spiral pour séparer le sable de la biomasse et le sable propre était replacé dans le réacteur à la main. On a ensuite utilisé un transporteur hélicoïdal (Hapman Helix), ce qui a semblé favoriser la séparation. L'optimisation du système de séparation et de recyclage sortait du cadre du programme. La biomasse en excès du séparateur était dirigée vers une cuve de stockage et faisait l'objet d'un contrôle routinier visant à mesurer le taux d'accroissement.

De l'oxygène pur était dissous dans l'eau d'entrée du réacteur à l'aide d'un oxygénateur breveté mis au point par Dorr-Oliver Inc. La commande de l'alimentation en oxygène par dispositif de rétro-action proportionnel intégrateur à affichage numérique permettait d'exploiter le lit fluidisé à toute concentration désirée d'oxygène dissous dans l'effluent. Les concentrations d'oxygène à l'entrée et à la sortie étaient contrôlées en continu à l'aide de sondes à oxygène dissous Beckman placées dans le circuit. Le recyclage de l'effluent permettait d'assurer que la demande d'oxygène des eaux usées n'excède pas la capacité de transfert de l'oxygénateur et permettait de faire varier le temps de séjour hydraulique (TSH) de façon indépendante de l'écoulement hydraulique du réacteur.

La régulation thermique de l'alimentation du réacteur de l'usine pilote était obtenue à l'aide d'éléments chauffants ou refroidissants à immersion. Un petit séparateur sable-liquide devant être utilisé lorsque le débit de trop-plein était élevé a été installé pour récupérer le sable pouvant être entraîné hors du réacteur. Cette mesure s'est avérée superflue, car il n'y a jamais eu de perte appréciable de support.

Le réacteur, pendant l'étape d'oxydation du carbone, était alimenté en eaux usées domestiques dessablées, directement pompées de l'usine de traitement Skyway de

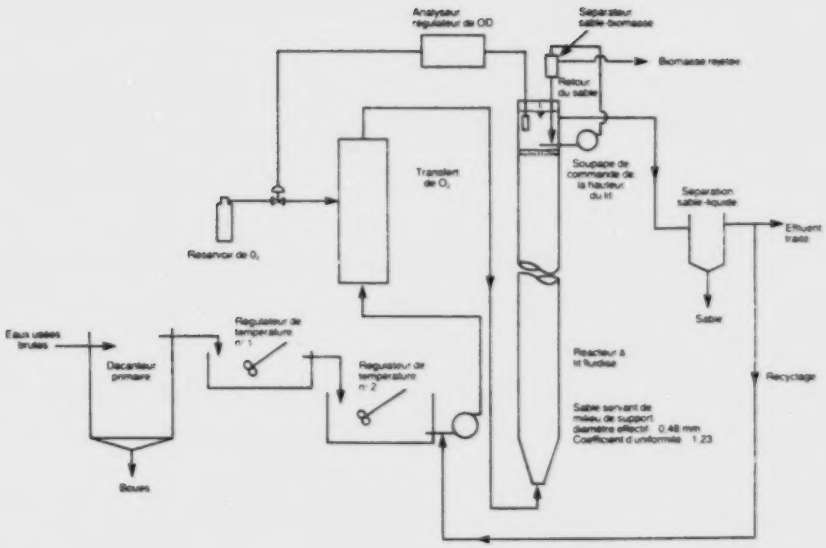

FIGURE 3.1 SCHÉMA DE FONCTIONNEMENT DU TRAITEMENT BIOLOGIQUE PAR LIT FLUIDISÉ

Burlington et sédimentées dans un décanteur primaire de 2,44 m de diamètre. Lors des études de nitrification, l'alimentation du réacteur était un effluent secondaire nitrifié, provenant d'une unité de boues activées à aération prolongée du Centre technique des eaux usées, elle-même alimentée en eaux brutes dessablées de l'usine Skyway de Burlington à un débit constant, mais avec des variations diurnes de concentration. L'effluent nitrifié de l'unité de boues activées alimentait directement le lit fluidisé. Du chlorure d'ammonium était ajouté à l'alimentation à un taux contrôlé, afin de permettre de régler de façon précise la charge d'azote du système. Du bicarbonate de soude était aussi ajouté de façon contrôlée à l'alimentation, afin d'éviter qu'il y ait limitation par alcalinité des réactions de nitrification. La qualité des eaux d'alimentation du lit fluidisé pendant les diverses étapes fait l'objet d'une discussion présentée plus loin.

Le support utilisé tout au long des essais a été du sable de quartzite ayant un diamètre effectif (d_{10}) de 0,48 mm et un coefficient d'uniformité (d_{60}/d_{10}) de 1,23. La granulométrie est présentée à la Figure 3.2.

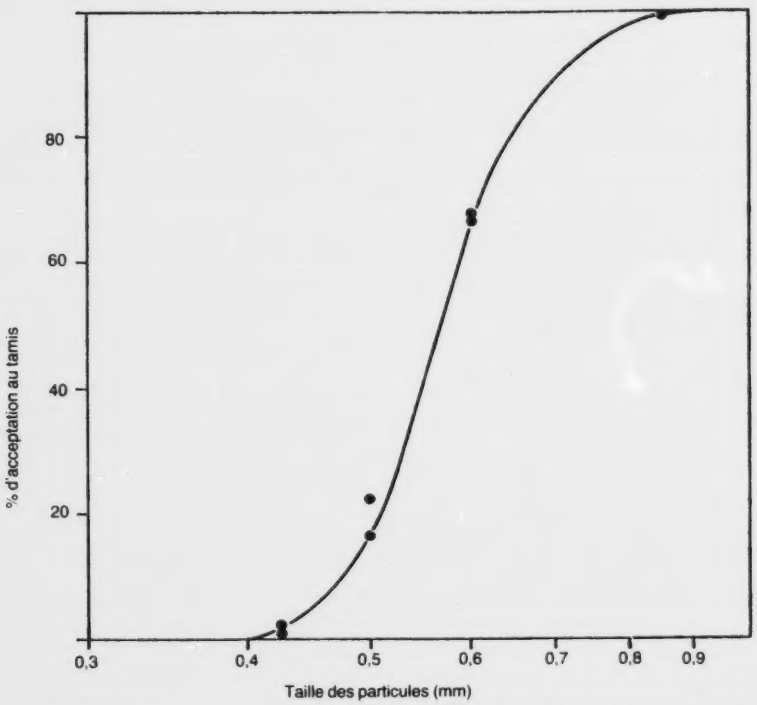

FIGURE 3.2 GRANULOMÉTRIE DU SABLE DU LIT FLUIDISÉ

3.2 Méthodes d'échantillonnage et d'analyse

3.2.1 Oxydation du carbone. On a, lors des essais en condition d'équilibre (Chapitre 4), évalué l'efficacité du système en prélevant chaque jour 24 échantillons de l'alimentation du réacteur et de l'effluent traité en une période de 24 heures et en faisant deux échantillons composites. Les échantillons étaient analysés à chaque jour pour la détermination des paramètres suivants: carbone organique filtrable (COF), matières en suspension (MES) et matières volatiles en suspension (MVES). Les échantillons étaient analysés trois fois par semaine pour la détermination de la demande chimique d'oxygène (DCO) totale et filtrable, l'azote de Kjeldahl total et filtrable (NTK), l'azote ammoniacal ($N\text{-}NH_3$) et l'azote de nitrate et de nitrite ($N\text{-}NO_3$ et $N\text{-}NO_2$). Des échantillons prélevés à l'entrée et à la sortie étaient analysés chaque semaine pour la détermination de la DBO_5 totale et filtrable. Une fois par semaine, on laissait les échantillons d'effluent sédimenter pendant 30 minutes au repos et ensuite on mesurait la DBO_5 totale, la DCO totale et la teneur en matières en suspension du surnageant.

La concentration de la biomasse dans le réacteur était mesurée trois fois par semaine après échantillonnage à six endroits du lit et mesure de la concentration moyenne

des matières volatiles. On a utilisé un appareil spécialement conçu pour prélever des échantillons représentatifs du lit fluidisé, y compris le sable, la biomasse et la partie liquide. Ces échantillons étaient réunis et volatisés afin de déterminer la concentration en matières volatiles du lit (MVL). Une fois par semaine, les échantillons étaient analysés individuellement pour mesurer la répartition des concentrations le long du profil du réacteur. Des portions de la partie liquide étaient siphonées des six points de prélèvement des MVL et analysées pour les teneurs en NTK et COF. Les teneurs en oxygène dissous étaient mesurées in situ à chaque point.

On a, lors de l'exploitation du lit fluidisé en conditions d'écoulement et de concentrations diurnes (Chapitre 5), prélevé à chaque heure des échantillons individuels de l'entrée et de la sortie, une fois par semaine, ceci en plus de l'échantillonnage quotidien composite de routine. Les 24 échantillons prélevés chaque heure ont été analysés pour la mesure de la DCO totale et filtrable, du COF et des matières en suspension. Le programme d'échantillonnage et d'analyse utilisé pour l'évaluation de l'efficacité dynamique (Chapitre 6) a été conçu en fonction des conditions expérimentales chronologiques et est traité en détail dans un autre chapitre.

Toutes les analyses ont été effectuées par le Centre technique des eaux usées[28].

3.2.2 Nitrification. Les modes d'échantillonnage utilisés lors des études sur la nitrification étaient semblables à ceux utilisés lors des études sur l'oxydation du carbone. Des échantillons composites des produits d'entrée et de sortie du lit fluidisé ont cependant été analysés sur une base quotidienne pour les teneurs en composés azotés (NTK, $N\text{-}NH_3$, $N\text{-}NO_2$ et $N\text{-}NO_3$) et le degré d'alcalinité en plus de la mesure du COF et des matières en suspension. La mesure du $N\text{-}NO_3$ et du $N\text{-}NO_2$ a été faite lors des analyses portant sur la détermination hebdomadaire du profil du réacteur. La teneur en COF n'a pas été mesurée, étant donné les faibles concentrations de carbone organique dégradable dans l'alimentation.

3.3 Caractéristiques de mélange du lit fluidisé

On a, avant de procéder à l'évaluation détaillée de l'efficacité du lit fluidisé, effectué des études par traceurs dans diverses conditions de charge hydraulique et de recyclage, afin de définir les caractéristiques de mélange. Un ajout ponctuel de Rhodamine WT a servi de traceur. Un résumé des conditions d'exploitation du réacteur est présenté au Tableau 3.1. Le modèle des réservoirs en série de Levenspiel[29] a été utilisé pour l'évaluation des caractéristiques de mélange du réacteur.

TABLEAU 3.1 ÉVALUATION DES CONDITIONS DE MÉLANGE DU LIT FLUIDISÉ - CONDITIONS EXPÉRIMENTALES

	Étude par traceur	
	1	2
Débit de l'effluent primaire (L/min)	21,24	7,08
Débit de recyclage (L/min)	42,48	21,25
Écoulement hydraulique (m/min)	0,97	0,43
Volume non occupé par le lit (L)	158,6	166,4
Temps de séjour hydraulique théorique* (min)	7,47	23,5

* Basé sur le débit de l'effluent primaire et le volume du réacteur non occupé par le lit (volume total du réacteur moins le volume occupé par le sable).

Un grand nombre d'auteurs ont montré que les caractéristiques hydrauliques de l'écoulement en bloc permettaient de décrire adéquatement un réacteur à lit fluidisé fonctionnant sans recyclage[2,8,30,31].

Leva[32] a trouvé la relation suivante pour décrire la dispersion dans les systèmes fluidisés à liquide:

$$D_L = 0{,}33\ v\ D_p^{0{,}85}$$

où D_L = coefficient de diffusivité (pi^2/h)

v = vitesse superficielle du fluide (pi/h)

D_p = diamètre des particules (pi).

On trouve ainsi que le nombre de dispersion du réacteur ($D/\mu L$) de l'usine pilote à un écoulement hydraulique type (0,50 à 1,00 m/min) se situe dans la gamme 0,003-0,006. Cette gamme a été décrite par Levenspiel[29] comme indiquant une petite dispersion et présentant une bonne approximation d'un modèle à écoulement en bloc.

Les caractéristiques de mélange peuvent, quand le réacteur est utilisé en condition de recyclage, être traitées comme celles d'une cuve de réacteur à mélange continu (CRMC)[33]. Ceci a été confirmé par des études par traceurs effectuées à des écoulements hydrauliques de 0,97 m/min et 0,43 m/min et des rapports de recyclage respectifs de 2/1 et 3/1. Les distributions de temps de séjour externes pour les deux études par traceurs sont présentées aux figures 3.3 et 3.4. Dans chaque cas, le modèle des

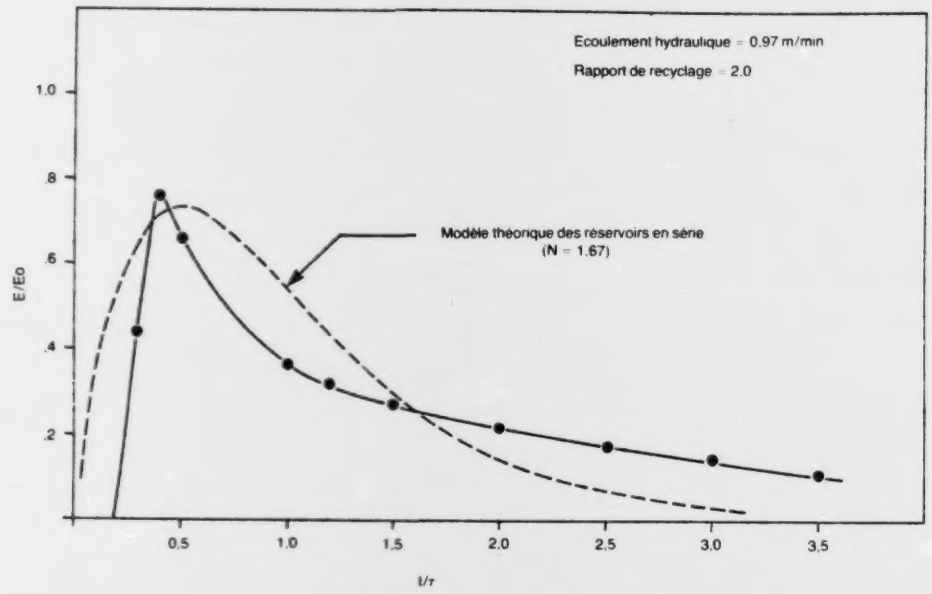

FIGURE 3.3 RÉACTION DU TRACEUR (Essai 1)

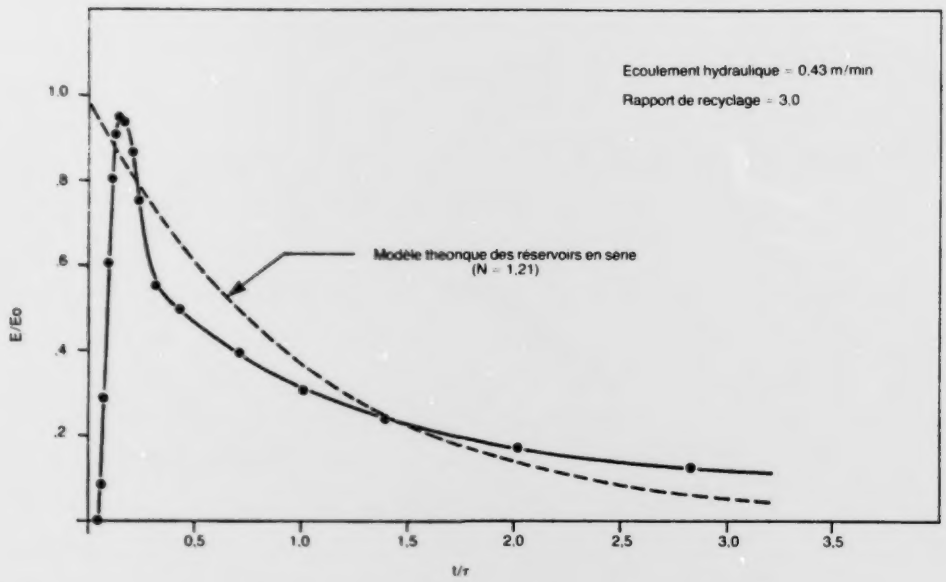

FIGURE 3.4 RÉACTION DU TRACEUR (Essai 2)

réservoirs en série correspondait aux données expérimentales, ce qui indiquait que les caractéristiques de mélange du système approchaient celle d'une CRMC théorique (Tableau 3.2). Les conditions de mélange s'approchent de plus en plus des conditions théoriques à mesure que le rapport de recyclage s'accroît. Le modèle d'une CRMC idéal représente adéquatement les conditions hydrauliques du système dans les conditions types des études d'oxydation du carbone et de nitrification.

TABLEAU 3.2 ÉVALUATION DES ESSAIS DE MODÉLISATION D'ÉCOULEMENT

	Études par traceur	
	1	2
Écoulement hydraulique (m/min)	0,97	0,43
Rapport de recyclage (Q_R/Q_I)	2,0	3,0
Temps de séjour hydraulique théorique (min)	7,47	23,5
Durée de pointe de la teneur en colorant (min)	3,00	4,08
Pourcentage de récupération de colorant	115,	105,
Nombre de réservoirs (CRMC) en série	1,67	1,21

4 EFFICACITÉ DE L'OXYDATION DU CARBONE EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE

Les études en conditions de pseudo-équilibre avaient pour but de définir les variables d'entrée ayant un effet sur l'efficacité et d'évaluer l'efficacité du procédé biologique à lit fluidisé dans une large gamme de conditions hydrauliques et de charge en substrat. Les variables d'entrée comprenaient la concentration (C_o) du substrat, la température (T), la teneur en oxygène dissous de l'effluent (OD), le temps de séjour hydraulique (TSH) et le rapport de recyclage ($R = Q_R/Q_A$).

4.1 Programme expérimental

4.1.1 Conception expérimentale. On a, afin d'évaluer l'influence de cinq variables d'entrée (T, TSH, R, OD, C_o) sur le procédé à lit fluidisé dans le temps disponible, élaboré un modèle fractionnaire factoriel de type 2^{5-1} pour évaluer chaque paramètre à deux niveaux en effectuant 16 essais. Une autre série de quatre essais effectués en double et portant sur le milieu de gamme de chaque paramètre a servi à estimer l'erreur expérimentale. Les gammes des variables d'entrée ont été basées sur les données publiées portant sur l'efficacité du système à lit fluidisé utilisé pour l'oxydation du carbone; elles proviennent surtout de Jeris et coll.[7]. Les niveaux de régulation des variables d'entrée sont présentés sous forme résumée au Tableau 4.1.

TABLEAU 4.1 NIVEAUX DE RÉGULATION DES VARIABLES D'ENTRÉE LORS DES ESSAIS EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE

	Niveaux		
Variable	-1	0	+1
Température (°C)	8	12	16
TSH (min)*	10	20	30
Rapport de recyclage (Q_R/Q_A)	2	2,5	3
O.D. de l'effluent (mg/L)	2	5	8
Concentration du substrat (COF, mg/L)	30-40	40-50	50-60

* Le temps de séjour hydraulique est basé sur le débit de l'effluent primaire (Q_A) et le volume total du réacteur.

Toutes les variables d'entrée, à l'exception de la concentration du substrat de l'alimentation (C_o), pouvaient être réglées au niveau désiré. On a, pour exercer un certain contrôle sur C_o, alimenté le lit fluidisé en eaux résiduaires stockées. Des eaux usées brutes de l'usine de traitement Skyway de Burlington ont été stockées dans des cuves à contenu mélangé à certains moments de la journée, en fonction de la concentration désirée de carbone organique (COF), et chaque lot d'eaux usées stockées était utilisé pendant 24 heures. Il a été difficile, en dépit de cette méthode, de maintenir de façon constante la teneur désirée de l'alimentation à cause de variations saisonnières et d'infiltration d'eau dans le réseau d'égout. La gamme de concentration de COF désirée était de 30 à 60 mg/L, mais les concentrations réelles ont varié de 16 à 64 mg/L. La mauvaise régulation de la teneur des eaux usées a nui au déroulement de l'expérience, comme on le verra plus loin.

En plus des 20 essais prévus dans le protocole expérimental, cinq essais en état de pseudo-équilibre ont été effectués à des températures de 20 à 22°C pendant l'étape d'évaluation de la filtrabilité des solides de l'effluent (Section 7.2.3). Les résultats obtenus ont été inclus à l'analyse des données.

4.1.2 Exploitation de l'usine pilote. Chaque condition d'équilibre était maintenue pendant une période de sept jours. Les quatre premiers jours, après modification des points de référence des variables réglées, étaient utilisés pour acclimater le système. Celui-ci était, pendant les trois premiers jours, alimenté directement à partir des eaux usées brutes arrivant à l'usine de traitement Skyway de Burlington qui présentaient donc les variations diurnes caractérisant la concentration des eaux usées brutes. L'alimentation en eaux usées stockées commençait le quatrième jour et était poursuivie durant le reste de l'essai. Les données d'efficacité étaient recueillies pendant les trois derniers jours.

La mesure de l'efficacité du réacteur à lit fluidisé était basée sur la moyenne de trois échantillons composites de 24 heures d'entrée et de sortie prélevés pendant les trois derniers jours de l'essai.

La durée de l'essai ou de la période d'acclimatement était, dans des cas précis, légèrement modifiée. On a trouvé que le lit fluidisé ne pouvait fonctionner avec succès pendant une longue période à un écoulement hydraulique total de 0,32 $m^3/m^2 \cdot$ min, ce qui équivaut à un TSH de 30 minutes à un rapport de recyclage de 2. Dans ces conditions, le support était mal fluidisé et il était difficile de régler l'épaisseur du film. Les essais

expérimentaux 11 et 12 et les essais 13 et 14 ont été effectués sans acclimatement. Plusieurs essais expérimentaux ont été effectués de nouveau à cause de problèmes mécaniques ou d'exploitation. En tout, 28 essais ont été effectués.

Les conditions expérimentales de chaque essai sont présentées de façon résumée au Tableau 4.2. On y note un écart entre la concentration prévue de substrat (C_o) de l'alimentation et la concentration réelle (COF) obtenue par stockage. Cet écart de C_o de la valeur prévue et la nécessité d'éliminer les résultats de certains essais à cause de problèmes d'ordre mécanique ou d'exploitation a compliqué l'analyse des données, le modèle expérimental n'étant plus orthogonal.

4.1.3 Caractéristiques des eaux usées. L'usine pilote étant alimentée en eaux usées brutes qui avaient été stockées à des moments permettant d'effectuer une certaine uniformisation de la concentration de substrat de l'entrée, la concentration de l'alimentation pendant un essai donné est plus appropriée à l'évaluation de l'efficacité que la concentration moyenne correspondant à toute la période expérimentale. Les données générales indiquent cependant la gamme de qualité de l'alimentation pendant l'évaluation du procédé. Un résumé des caractéristiques de l'alimentation est présenté au Tableau 4.3. Il est basé sur les données de la Figure 4.1 (matières en suspension et carbone organique filtrable) et de la Figure 4.2 (DBO_5 totale et filtrable).

4.2 Résultats expérimentaux

4.2.1 Effets des variables d'entrée sur l'efficacité du procédé. Le coefficient de corrélation entre la réaction du procédé et les variables d'entrée régulées (effets principaux et deux interactions de facteurs) ont été calculés afin de déterminer quels étaient les facteurs qui influaient de façon significative sur l'efficacité du lit fluidisé biologique.

La Figure 4.3 présente les corrélations entre les taux d'élimination en termes de DBO_5 totale et filtrable et de matières en suspension (g/g MVL•J). Dans les trois cas, le taux d'élimination présentait une corrélation positive avec la concentration du substrat de l'entrée (C_o), le temps de séjour hydraulique du traitement (TSH) et l'interaction concentration et temps de séjour hydraulique (C_o• TSH). Cette corrélation de deux facteurs est liée à la charge en substrat. Il y avait aussi corrélation significative (niveau de confiance de 95%) entre le taux d'élimination de la DBO_5 totale et l'interaction entre la concentration et la température (C_o• T) et entre le taux d'élimination des solides en suspension et l'interaction entre la température et le temps de séjour hydraulique (T•TSH).

TABLEAU 4.2 CONDITIONS EXPÉRIMENTALES EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE

	Variables d'entrée prévues						
Essai no.	C_o (mg/L)	Temp. (°C)	OD (mg/L)	TSH (min)	Rapport de recyclage	Valeur réelle moyenne du COF de l'entrée (mg/L)	Écoulement hydraulique total ($m^3/m^2 \cdot min$)
1	50 - 60	16	2	10	2	55	0,97
2	30 - 40	16	8	10	2	43	0,97
3	30 - 40	8	2	10	2	38	0,97
4	50 - 60	8	8	10	2	41	0,97
5	50 - 60	16	8	10	3	38	1,29
6	30 - 40	8	8	10	3	23	1,29
7	30 - 40	16	2	10	3	45	1,29
8	50 - 60	8	2	10	3	58	1,29
9	40 - 50	12	5	20	2,5	49	0,57
10	40 - 50	12	5	20	2,5	50	0,57
11-1	50 - 60	8	2	30	2	52	0,32
11-2	50 - 60	8	2	30	2	48	0,32
12	30 - 40	8	8	30	2	30	0,32
13	30 - 40	16	2	30	2	19	0,32
14-1	50 - 60	16	8	30	2	62	0,32
14-2	50 - 60	16	8	30	2	30	0,32
15	30 - 40	8	2	30	3	22	0,43
16	30 - 40	16	8	30	3	27	0,43
17-1	50 - 60	16	2	30	3	78	0,43
17-2	50 - 60	16	2	30	3	38	0,43
18	50 - 60	8	8	30	3	46	0,43
19	40 - 50	12	5	20	2,5	34	0,57
20	40 - 50	12	5	20	2,5	27	0,57
21	40 - 50	20	5	20	2,5	35	0,57
22	40 - 50	20	5	20	2,5	37	0,57
23	40 - 60	20	5	10	2	30	0,97
24	30 - 40	20	5	20	2,5	27	0,57
25	30 - 40	20	5	30	3	28	0,43

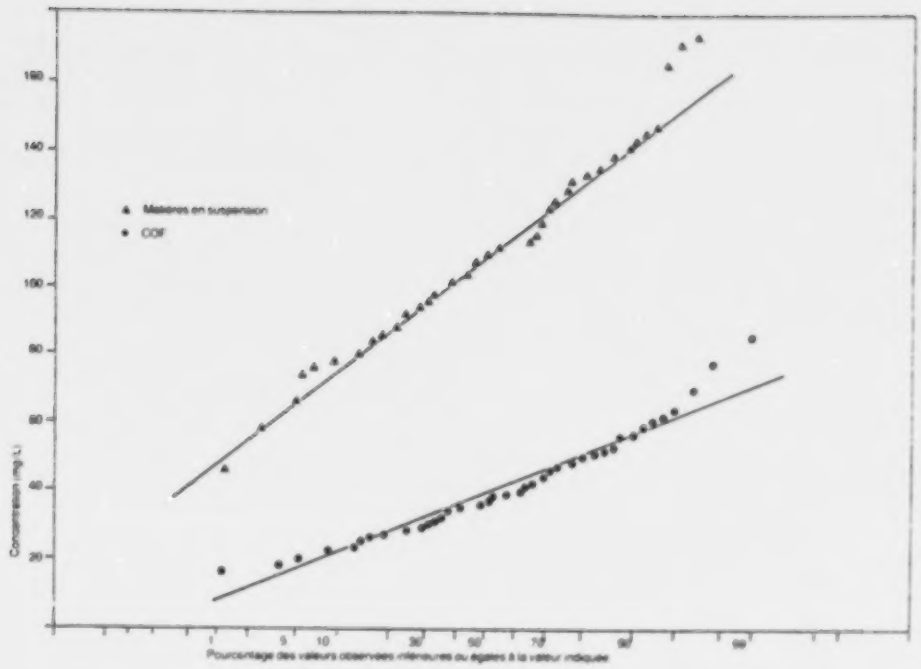

FIGURE 4.1 QUALITÉ DE L'ALIMENTATION DU RÉACTEUR - CARBONE ORGANIQUE FILTRABLE ET MATIÈRES EN SUSPENSION

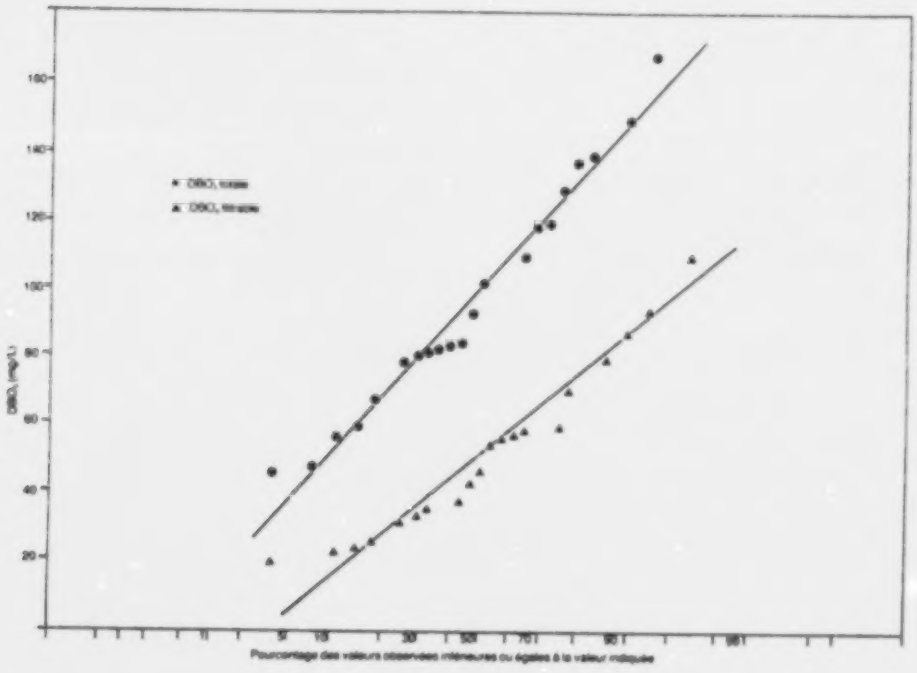

FIGURE 4.2 QUALITÉ DE L'ALIMENTATION DU RÉACTEUR - DBO_5 TOTALE ET FILTRABLE

TABLEAU 4.3 QUALITÉ DE L'ALIMENTATION DU RÉACTEUR EN CONDITIONS D'ÉQUILIBRE

Paramètres	Concentration (mg/L)			Nombre d'observations
	Moyenne	Écart-type	90 %*	
DBO_5 totale	104	39,1	150	27
DBO_5 filtrable	51	24,2	88	27
Carbone organique filtrable	39	13,9	57	78
Matières en suspension	113	30,4	144	77

* 90% des valeurs observées sont égales ou inférieures à la valeur indiquée

Ces interactions de deux facteurs ne semblent cependant pas présenter de signification physique.

Les relations existant entre la qualité de l'effluent traité, en termes de concentration de la DBO_5 totale et filtrable et de matières en suspension, et les variables d'entrée sont présentées à la Figure 4.4. Comme dans le cas des valeurs présentées à la Figure 4.3, la concentration de l'alimentation, le temps de séjour hydraulique et la charge (C_o • TSH) influent fortement sur la qualité de l'effluent. Il semble de plus y avoir corrélation entre la DBO_5 totale et filtrable de l'effluent et la concentration de l'oxygène dissous dans l'effluent. Jeris et coll.[7] ont conclu, en se basant sur les profils de concentrations d'oxygène dissous en colonne, qu'il y avait limitation par manque d'oxygène quand la concentration de l'oxygène dissous dans le réacteur était inférieure à 2-4 mg/L. Les données indiquent aussi une corrélation négative entre la concentration d'oxygène dissous de l'effluent et la qualité de celui-ci, ce qui témoigne d'une meilleure efficacité du procédé aux plus fortes concentrations d'oxygène dissous de l'effluent. Les effets de la concentration d'oxygène dissous dans l'effluent sont cependant relativement faibles, si on les compare à ceux de la concentration du substrat, de la charge et du TSH du système.

Il est donc peu avantageux, si l'on se base sur ces données, d'exploiter l'appareil à fortes concentrations d'oxygène dissous dans l'effluent, puisque le maintien de telles concentrations présente un désavantage économique appréciable.

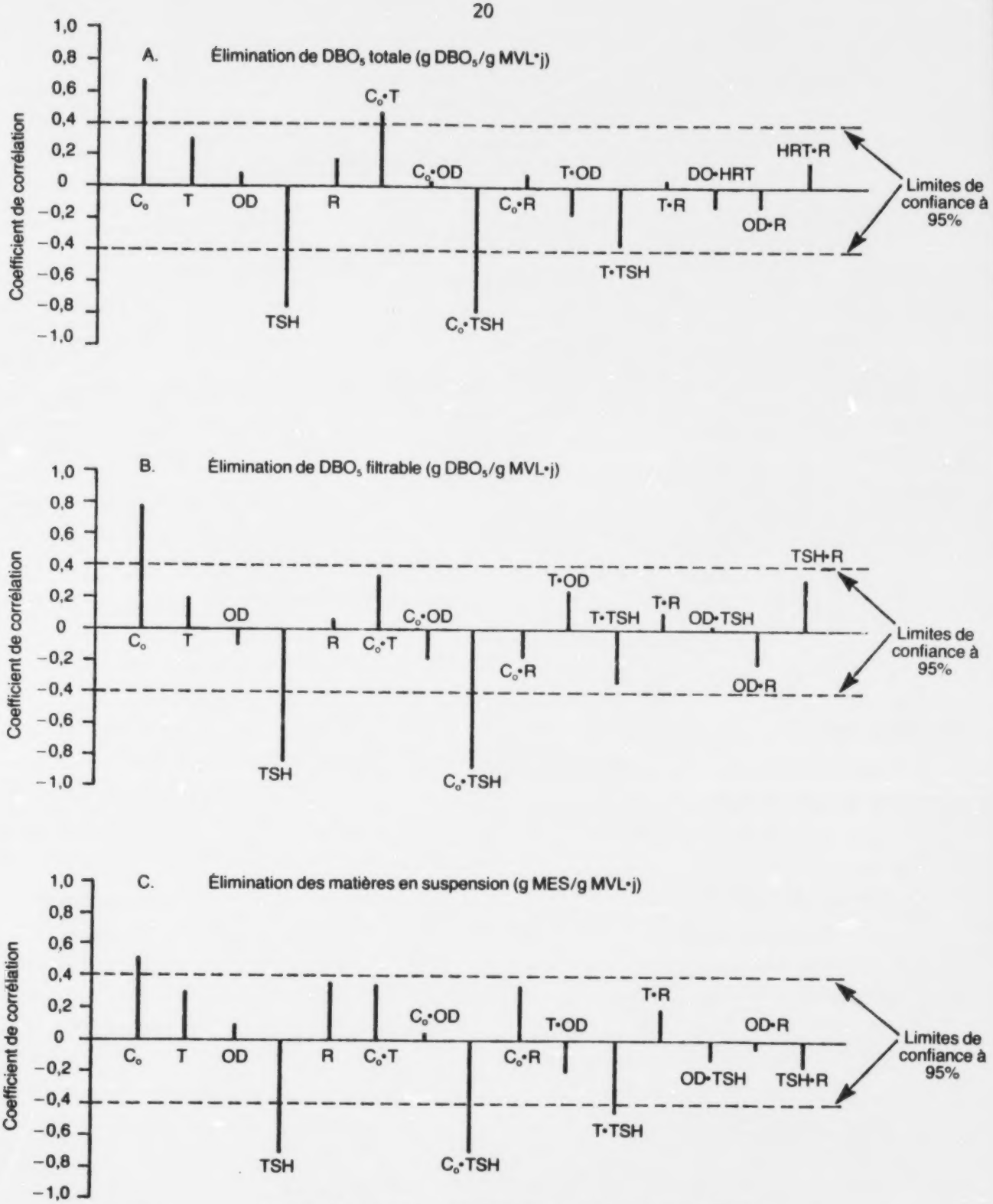

FIGURE 4.3 CORRÉLATION ENTRE DES TAUX D'ÉLIMINATION SPÉCIFIQUES ET LES VARIABLES D'ENTRÉE

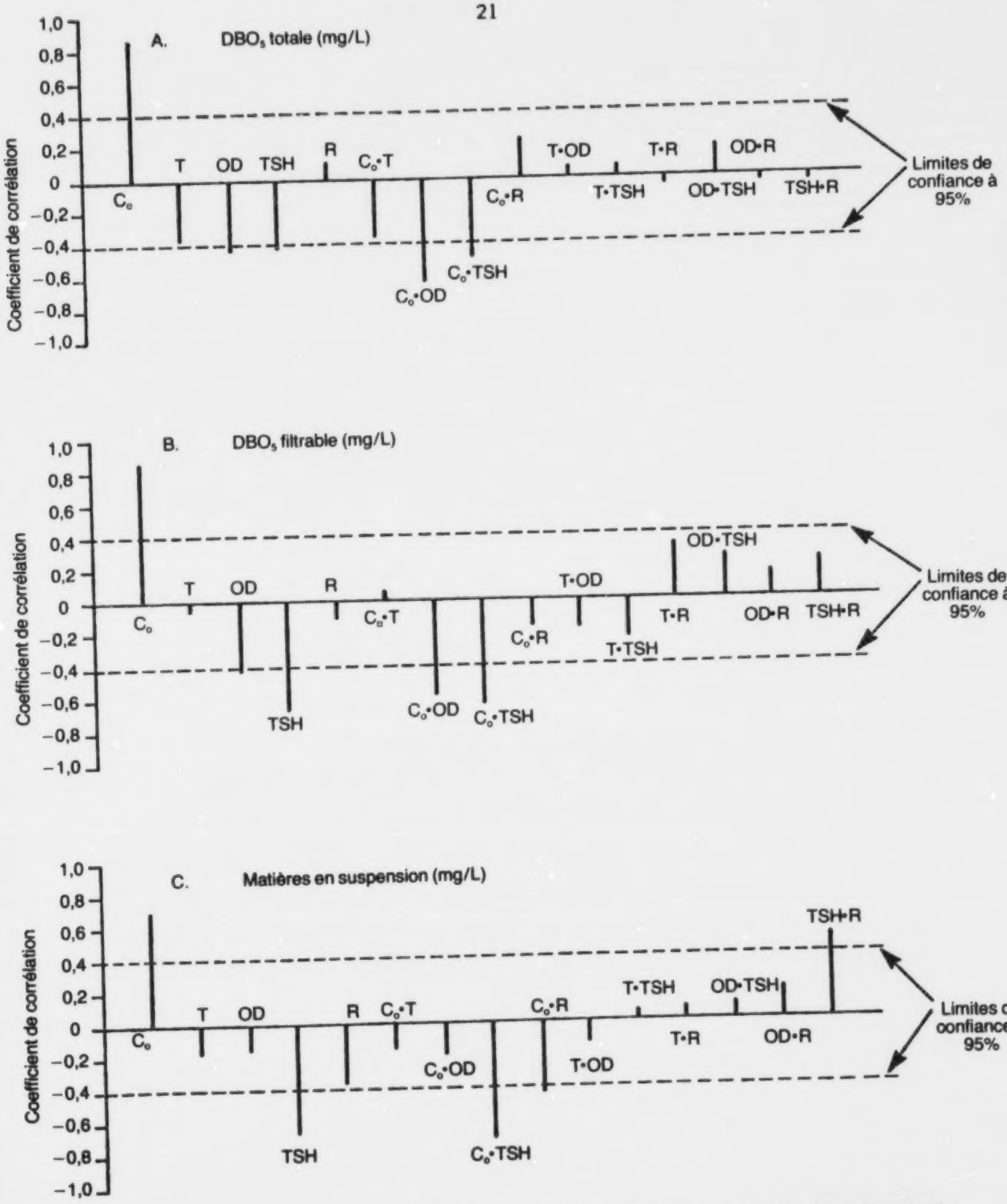

FIGURE 4.4 CORRÉLATION ENTRE LA CONCENTRATION DE L'EFFLUENT TRAITÉ ET LES VARIABLES D'ENTRÉE

On note en plus de la relation entre la concentration des matières en suspension dans l'effluent et celle de l'entrée, du TSH et de la charge en matières en suspension, un effet appréciable découlant de l'interaction entre le TSH et le rapport de recyclage. Cette interaction de deux facteurs est liée à l'écoulement hydraulique. Son effet était relativement faible. Ni la température, ni le rapport de recyclage ont présenté un effet significatif sur l'efficacité sur l'étendue des températures mesurées.

On a, en se basant sur les données en état de pseudo-équilibre, élaboré des modèles empiriques linéaires établissant une relation entre les taux d'élimination spécifiques (g/g•j) et la qualité de l'effluent du procédé et les principales variables d'efficacité (voir Tableau 4.4). Il apparaît clairement que les estimations de paramètres sont mal définies et que seul le paramètre lié à la charge (B_3) diffère de façon constante de zéro au niveau de confiance de 95 pour cent. La mauvaise définition des estimations de paramètres découle directement des problèmes liés au maintien des concentrations expérimentales du substrat.

4.2.2 Effet de la charge massique sur le taux d'élimination du procédé. Les effets de la charge massique, exprimée en DBO_5 totale, DBO_5 filtrable et matières en suspension, sur le taux d'élimination massique (g/g MVL•j) sont présentés respectivement aux figures 4.5, 4.6, et 4.7.

Les efficacités d'élimination de DBO_5 totale et de DBO_5 filtrable étaient relativement constantes et d'environ 60 à 70 pour cent. Ces données n'indiquaient pas que le taux d'élimination maximum avait été atteint pour le carbone organique. On note aux figures 4.5 et 4.6 l'absence de dépendance vis-à-vis de la température pour la réaction d'oxydation du carbone. Cela est logique, le taux d'élimination maximum n'ayant pas été atteint.

La relation linéaire existant entre la charge massique de DBO_5 et l'élimination indique que, dans le processus à lit fluidisé, le pourcentage d'élimination de DBO_5 est indépendant de la charge du système. Cette observation concorde avec les résultats présentés par Murphy et Wilson[34] pour un autre procédé à film fixe, le contacteur biologique rotatif.

D'une façon similaire, les données (Figure 4.7) de charge massique et d'élimination des matières en suspension montrent que l'efficacité de l'élimination était relativement constante et se situait entre 55 et 60 pour cent pour une charge de matières en suspension atteignant jusqu'à environ 1,0 g MES/g MVL•j. Il y avait une importante variabilité aux charges plus élevées.

TABLEAU 4.4 MODÈLES DE RÉGRESSION D'ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE

Réaction de sortie, Y	Paramètres estimés	Intervalle de confiance à 95 %	Modèles
Taux d'élimination de DBO_5 totale (g/g•j)	$\beta_o = 0,11$ $\beta_1 = 0,0013$ $\beta_2 = -0,095$ $\beta_3 = 0,031$	$\beta_o \pm 0,33$ $\beta_1 \pm 0,0056$ $\beta_2 \pm 0,27$ $\beta_3 \pm 0,00005$	$Y + 0,30 + 0,0013\ C_o - 0,0095\ TSH + 0,031\ L$
Taux d'élimination de DBO_5 filtrable (g/g•j)	$\beta_o = 0,034$ $\beta_1 = 0,00059$ $\beta_2 = -0,023$ $\beta_3 = 0,043$	$\beta_o \pm 0,061$ $\beta_1 \pm 0,0022$ $\beta_2 \pm 0,054$ $\beta_3 \pm 0,021$	$Y = 0,080 + 0,00059\ C_o - 0,0023\ TSH + 0,043\ L$
Concentration de DBO_5 filtrable de l'effluent (mg/L)	$\beta_o = 2,54$ $\beta_1 = 0,10$ $\beta_2 = 1,71$ $\beta_3 = 2,28$	$\beta_o \pm 19,2$ $\beta_1 \pm 0,33$ $\beta_2 \pm 15,6$ $\beta_3 \pm 3,01$	$Y = 0,88 + 0,10\ C_o + 0,17\ TSH + 2,28\ L$
Concentration de DBO_5 filtrable de l'effluent (mg/L)	$\beta_o = 0,83$ $\beta_1 = 0,20$ $\beta_2 = -0,34$ $\beta_3 = 1,07$	$\beta_o \pm 5,48$ $\beta_1 \pm 0,20$ $\beta_2 \pm 4,80$ $\beta_3 \pm 1,86$	$Y = 1,51 + 0,20\ C_o - 0,034\ TSH + 1,07\ L$
Concentration de matières en suspension dans l'effluent (mg/L)	$\beta_o = -6,09$ $\beta_1 = 0,24$ $\beta_2 = 3,46$ $\beta_3 = 2,77$	$\beta_o \pm 19,14$ $\beta_1 \pm 0,29$ $\beta_2 \pm 17,71$ $\beta_3 \pm 2,91$	$Y = -13,01 + 0,24\ C_o + 0,346\ TSH + 2,77\ L$

Forme du modèle:

$$Y = \beta_o + \beta_1 C_o + \beta_2 \left(\frac{TSH - 20}{10}\right) + \beta_3 L$$

où: C_o Est la concentration du substrat dans l'alimentation (mg/L);

TSH Le temps de séjour hydraulique (minutes); et

L La charge de substrat (kg/m^3•j)

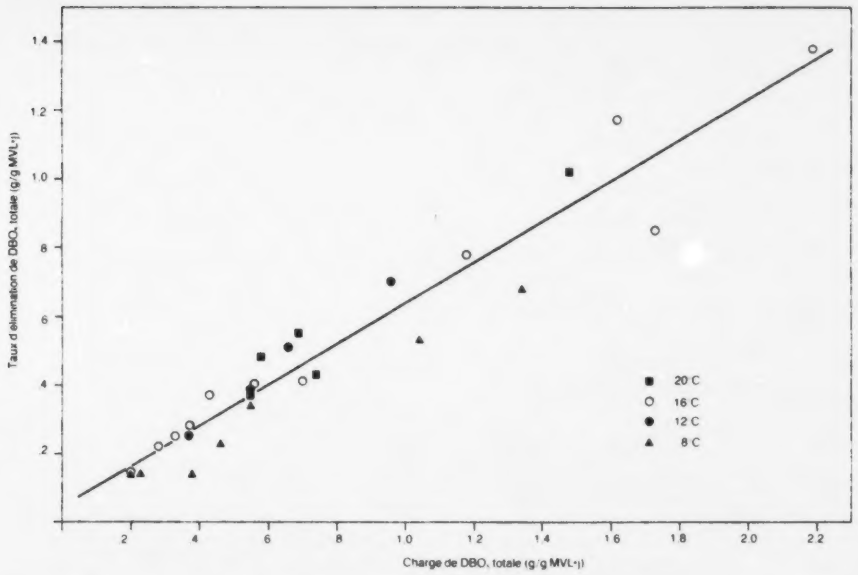

FIGURE 4.5 TAUX D'ÉLIMINATION SPÉCIFIQUE - DBO_5 TOTALE

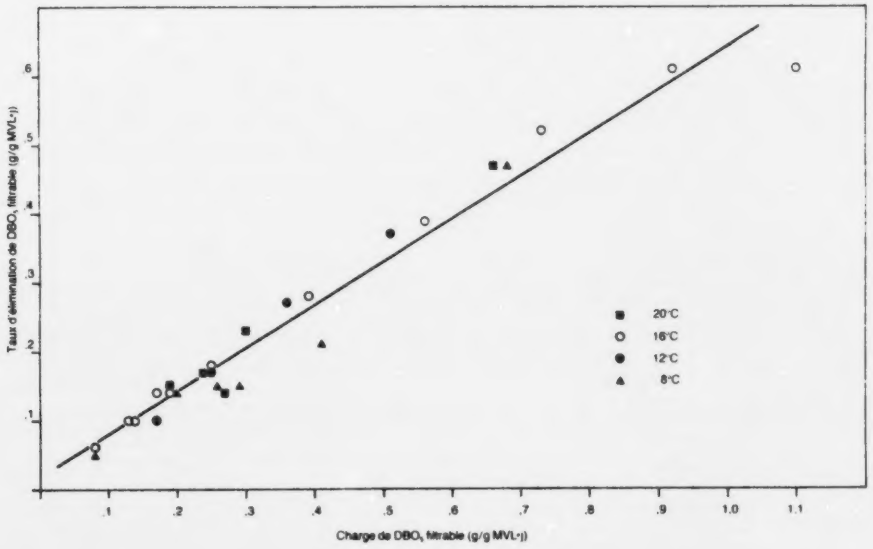

FIGURE 4.6 TAUX D'ÉLIMINATION SPÉCIFIQUE - DBO_5 FILTRABLE

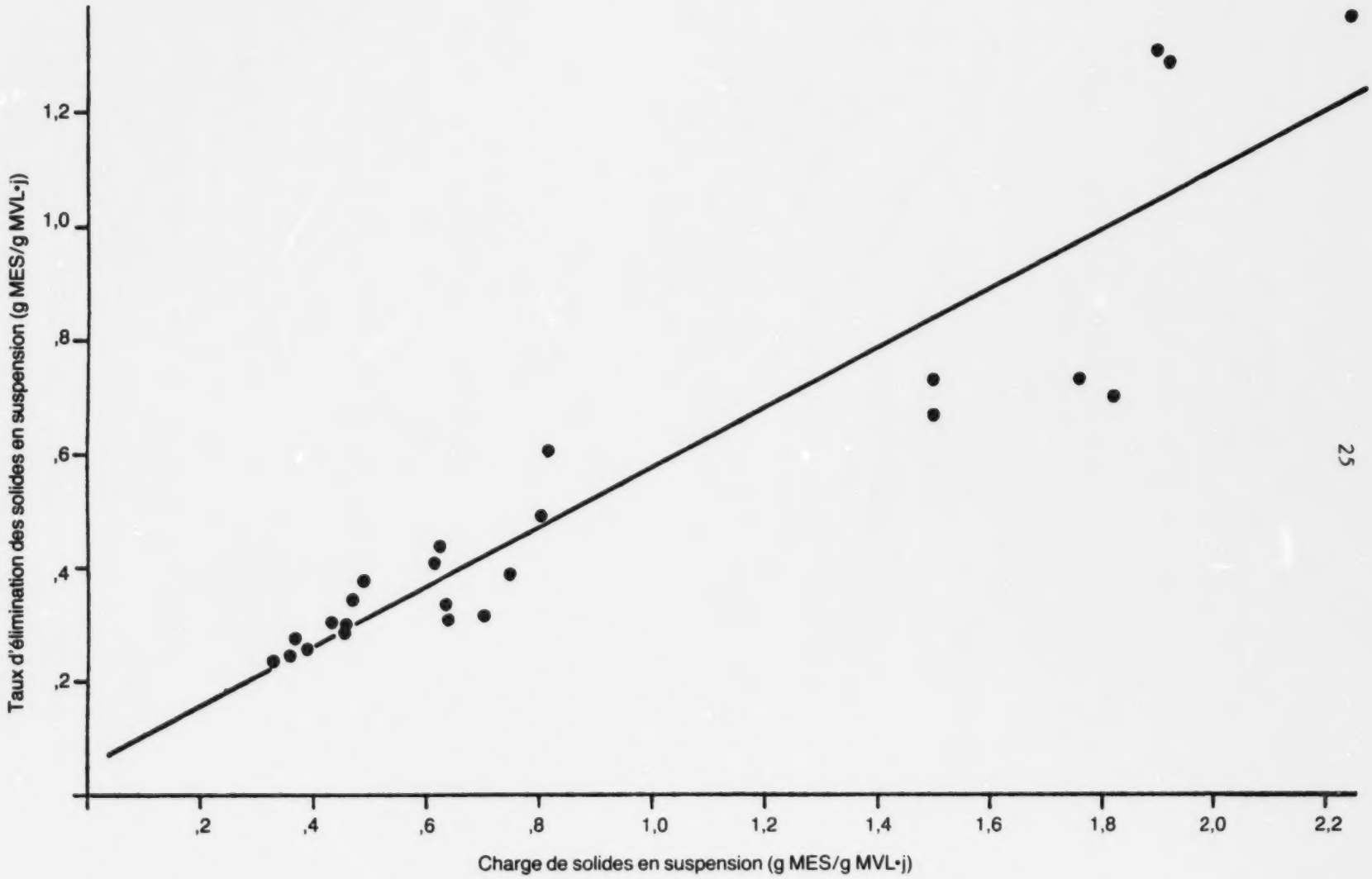

FIGURE 4.7 TAUX D'ELIMINATION SPÉCIFIQUE - MATIÈRES EN SUSPENSION

4.2.3 Effet de la charge massique sur la qualité de l'effluent. L'effet de la charge de DBO_5 totale (g/g MVL•j) sur la qualité de l'effluent, en termes de DBO_5 totale et filtrable, est présenté à la Figure 4.8. L'influence de l'efficacité de l'élimination des matières en suspension y apparaît de façon évidente. Le procédé pourrait permettre d'obtenir un effluent traité contenant moins de 15 mg/L de DBO_5 filtrable à une charge d'alimentation pouvant atteindre environ 1,0 g de DBO_5 totale/g MVL•j. À ce niveau, les matières en suspension de l'effluent du traitement ajoutent cependant 20 mg/L de DBO_5 à l'effluent final. La concentration de matières en suspension à ce niveau de charge, selon la Figure 4.9, était d'environ 50 mg/L. L'obtention d'une DBO_5 totale de l'effluent de 15 mg/L, ou moins, nécessite d'utiliser le lit fluidisé à une charge massique de DBO_5 totale inférieure à 0,1 g/g MVL•j. La qualité de l'effluent est limitée par l'élimination des matières en suspension, plutôt que par sa capacité d'oxydation du carbone.

On trouvera au Tableau 4.5, une comparaison de l'efficacité de l'usine à lit fluidisé avec celles des usines pilotes d'Orillia[25] et de Nassau County[7]. Les charges organiques (g DBO_5/g MVL•j) nécessaires pour obtenir une qualité d'effluent de 20 mg/L DBO_5 étaient comparables à Burlington et Orillia. Jeris et coll.[7] ont signalé avoir obtenu ce niveau d'efficacité de traitement à une charge organique de beaucoup plus élevée. Cette amélioration de l'élimination de la DBO_5 obtenue à Nassau County était liée à la concentration relativement faible des matières en suspension de l'alimentation et à une contribution proportionnellement plus faible des matières en suspension de l'effluent à la DBO_5 totale de l'effluent.

Les résultats obtenus à Orillia et à Nassau County indiquaient une élimination des matières en suspension légèrement supérieure à celle obtenue à Burlington (Figure 4.10). L'élimination des matières en suspension peut être liée à l'épaisseur du film biologique[27]. L'usine pilote d'Orillia a été exploitée avec des quantités de sable relativement faibles, ce qui s'est traduit par la croissance de films biologiques plus épais qui pourraient avoir favorisé la capture des matières en suspension.

On trouvera au Tableau 4.6, un résumé des charges théoriques du lit fluidisé nécessaires pour obtenir une certaine gamme de qualités d'effluents, basé sur les données d'exploitation en état de pseudo-équilibre. Il apparaît clairement que ce procédé peut permettre d'atteindre une teneur de DBO_5 dans l'effluent de 30 mg/L en faisant appel à un réacteur de taille considérablement réduite par rapport aux systèmes classiques, étant donné l'efficacité d'élimination élevée par unité de volume. La plupart des avantages

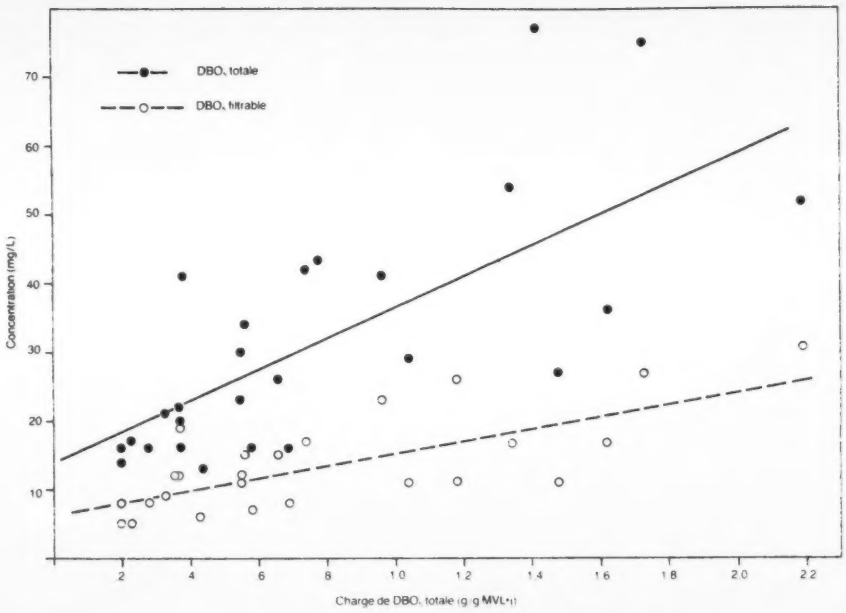

FIGURE 4.8 EFFET DE LA CHARGE DE DBO_5 DU PROCÉDÉ SUR LA CONCENTRATION DE DBO_5 DE L'EFFLUENT

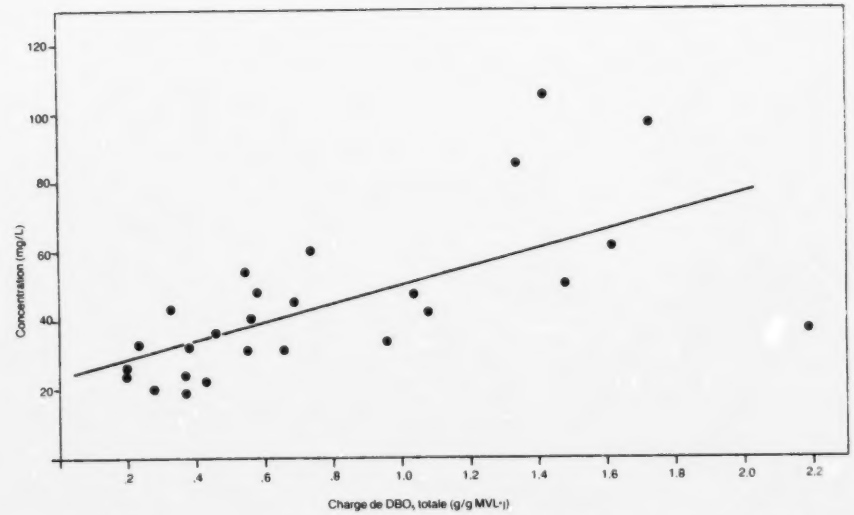

FIGURE 4.9 EFFET DE LA CHARGE DE DBO_5 DU PROCÉDÉ SUR LA CONCENTRATION DE MATIÈRES EN SUSPENSION DE L'EFFLUENT

TABLEAU 4.5 COMPARAISON DES CONDITIONS DE CHARGE NÉCESSAIRES À L'OBTENTION D'UN EFFLUENT TRAITÉ CONTENANT 20 mg/L DE DBO_5 ET 30 mg/L DE MATIÈRES EN SUSPENSION

Références	Volume du réacteur (m^3)	Caractéristiques des eaux usées (mg/L)		Conditions de charge		
		DBO_5	MES	Matières organiques (g DBO_5/g MVL•j)	Solides (g MES/g MVL•j)	Volumétrique (kg DBO_5/m^3•j)
Présente étude	0,21	104	113	0,27	0,28	3
Sutton et al[25]	10,4	67	104	0,25	0,40	3
Jeris et al[7]	0,95	94	65	0,62	0,43	8

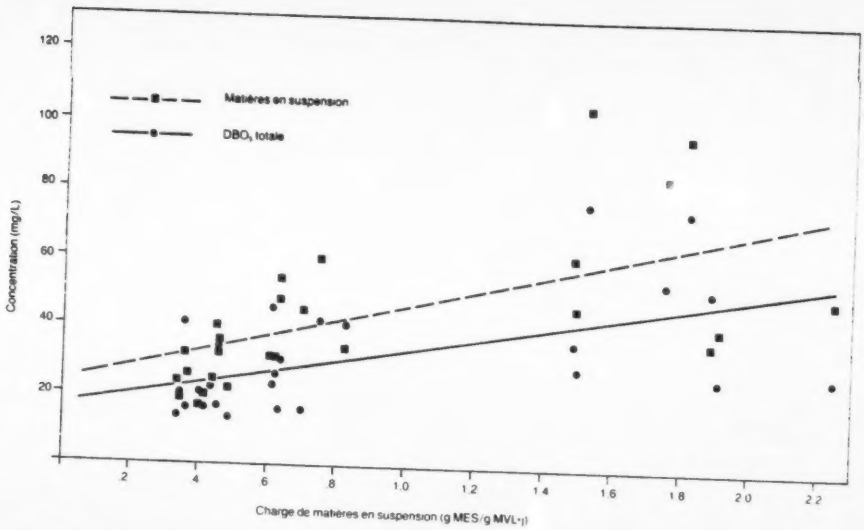

FIGURE 4.10 EFFET DE LA CHARGE EN MATIÈRES SUR LA QUALITÉ DE L'EFFLUENT

TABLEAU 4.6 CHARGES THÉORIQUES DU LIT FLUIDISÉ PERMETTANT D'OBTENIR CERTAINS OBJECTIFS DE QUALITÉ DE L'EFFLUENT

Objectif	Charge organique	
	g DBO_5/g MVL•j	kg DBO_5/m^3•j
DBO_5 totale $\leq$ 30 mg/L	0,71	7,7
DBO_5 totale $\leq$ 15 mg/L	0,04	0,4
DBO_5 filtrable $\leq$ 15 mg/L	0,97	10,5

Note: 1 kg/m^3•j = 62,5 lb/1 000 pi^3•j

d'encombrement réduit disparaissent, quand on cherche à atteindre une DBO_5 de 15 mg/L dans l'effluent à cause de la contribution des matières en suspension dans l'effluent à la DBO_5 totale de celui-ci. Un effluent contenant moins de 15 mg/L de matières en suspension n'a pas été obtenu de façon constante à l'usine pilote de Burlington, dans la gamme de conditions d'exploitation évaluées. L'amélioration de l'efficacité du traitement, effectuée dans le but de respecter des normes plus sévères de qualité de

l'effluent (15 mg/L de DBO_5 et 15 mg/L de matières en suspension), est limitée par la capacité du procédé à éliminer les matières en suspension.

On a, étant donné l'importance des matières en suspension résiduelles dans l'effluent traité, fait des efforts additionnels considérables en vue d'en déterminer les caractéristiques. Les résultats obtenus sont présentés au Chapitre 7.

4.2.4 Caractéristiques des matières volatiles du lit. La concentration élevée de la biomasse signalée lors d'autres études sur lit fluidisé a été confirmée à Burlington. La distribution des concentrations de matières volatiles du lit obtenue lors des essais en état de pseudo-équilibre est présentée à la Figure 4.11. La concentration moyenne des matières volatiles du réacteur biologique était d'environ 10,8 g/L. La concentration élevée de biomasse qui pouvait être maintenue dans le réacteur était directement responsable des charges élevées auxquelles le lit fluidisé pouvait être utilisé. Les charges de biomasse de ce système sont comparables à celles d'un système classique à boues activées, utilisé pour le traitement d'eaux usées urbaines (0,25 g DBO_5/g MVES•j), mais l'augmentation de la concentration des matières volatiles du lit d'un ordre de grandeur se traduit par une augmentation semblable de la charge par rapport à un système classique conçu pour fonctionner à environ 0,45 kg $DBO_5/m^3 \cdot j$ [41].

L'échantillonnage du profil du réacteur indiquait une distribution des concentrations de matières volatiles du lit en fonction de la hauteur de la colonne du réacteur. Les résultats obtenus sont présentés sous la forme d'une courbe des probabilités à la Figure 4.12. La région du lit fluidisé située à une hauteur d'environ 1,2 m présentait des concentrations de biomasse relativement uniformes, bien que la concentration à la partie supérieure de la colonne (3,7 m) ait été légèrement inférieure à celle notée au centre (2,4 et 3,0 m). Les concentrations, dans la zone du fond (0,6 m), la plus turbulente, étaient significativement inférieures à celles des zones supérieures. Une interface apparaissait clairement dans le lit. Les films biologiques étaient très minces ($\leq$ 50 µ) en dessous de cette interface comparativement à ceux situés au-dessus (100 à 200 µ).

La position de l'interface dans le réacteur variait en fonction de l'écoulement hydraulique. L'importante variation des concentrations de matières volatiles dans la zone située à 1,2 m du fond indique que, dans certaines conditions, l'interface était située au-dessus de ce niveau. L'interface était plus élevée aux écoulements les moins importants (0,32 $m^3/m^2 \cdot min$), quand le support était mal fluidisé et que le niveau important de cisaillement dans le fond du réacteur se traduisait par des films très minces, jusqu'à

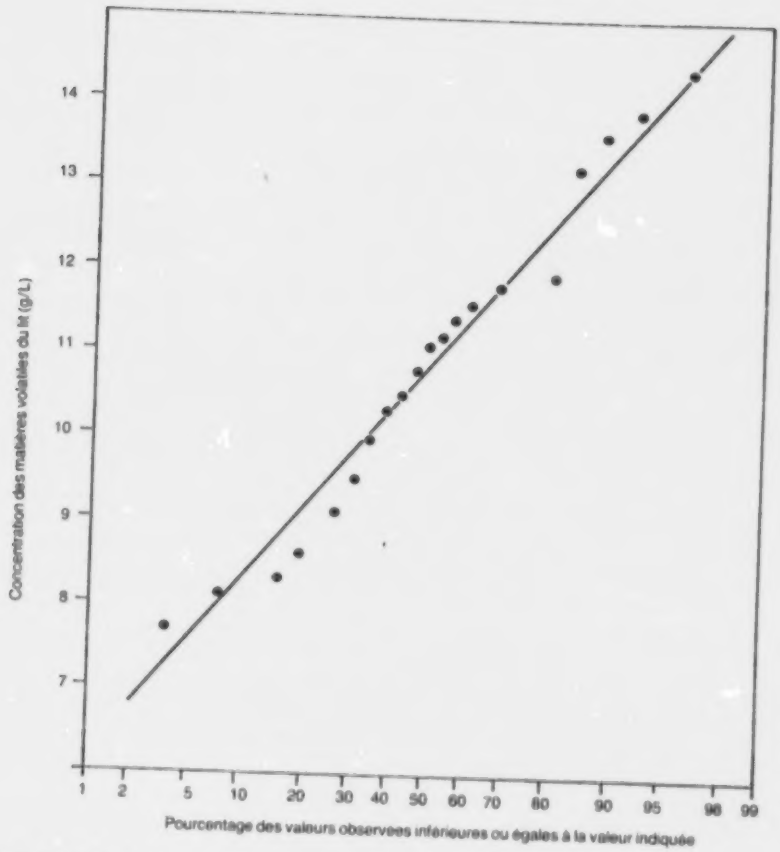

FIGURE 4.11 DISTRIBUTION DES CONCENTRATIONS DE MATIÈRES VOLATILES DU LIT

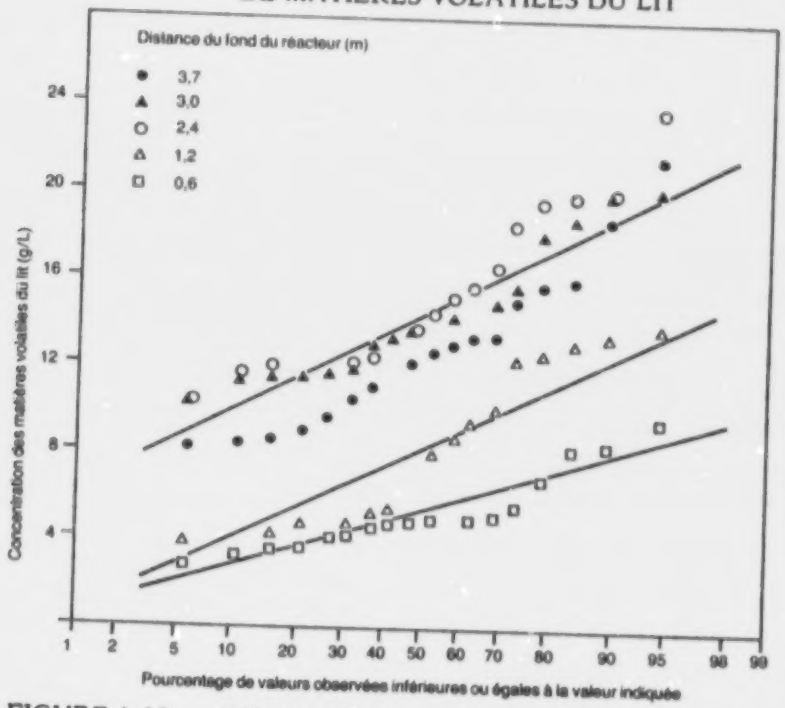

FIGURE 4.12 DISTRIBUTION DES CONCENTRATIONS DE MATIÈRES VOLATILES EN FONCTION DE LA HAUTEUR DU RÉACTEUR

environ 1,8 m de la sortie. On notait la présence de films très épais, plus de 500 µ, au-dessus de l'interface.

L'échantillonnage de profil effectué dans l'usine Dorr-Oliver à Orillia a permis de noter une distribution semblable des concentrations des matières du lit[25]. La teneur en matières volatiles du lit était cependant relativement constante à plus de 0,99 mètre de l'entrée du réacteur et même à 0,38 mètre, on obtenait une concentration de MVL médiane d'environ 12,8 g/L, pour un écoulement hydraulique de 0,34 $m^3/m^2 \cdot min$. La société Dorr-Oliver a effectué d'importants travaux dans le but d'améliorer la distribution de l'écoulement à l'entrée du réacteur afin d'obtenir des concentrations de biomasse uniformes. De plus, le sable utilisé à Orillia était légèrement plus petit (d_{50} de 0,50 mm comparativement à un d_{50} de 0,57 mm à Burlington). La plus petite taille des particules améliorait aussi les propriétés de fluidisation à faible écoulement.

L'amélioration de l'élimination des matières en suspension notée à Orillia (Section 4.2.3) peut être liée à un accroissement de l'épaisseur du film biologique au fond du réacteur, résultant d'une meilleure distribution de l'écoulement. Un meilleur ensemencement du support ne s'est pas traduit par une amélioration appréciable de l'efficacité de l'oxydation du carbone.

4.2.5 Temps de séjour des matières et rendement en matières. Le temps de séjour des matières (TSM) et le rendement en matières du procédé à lit fluidisé sont fonction de la nature des matières en suspension dans l'effluent du réacteur. Dans un système classique, les matières solides de l'effluent sont considérées comme étant de la biomasse provenant du réacteur biologique et sont incluses dans le calcul du TSM. Mais dans les procédés à lit fluidisé, une quantité appréciable (environ 65 pour cent, selon les conditions d'exploitation) des matières de l'effluent était dans l'alimentaiton et n'avait pas été éliminée par le lit fluidisé (voir Section 7.1). Une conclusion semblable a été tirée par Sutton et coll.[25]. Il faut donc, lors du calcul du TSM dans le traitement par lit fluidisé, ne compter qu'une partie de la biomasse de l'effluent final comme matières biologiques perdues par le système selon:

$$TSM_r = \frac{\text{Matières volatiles du bioréacteur}}{\text{(Matières volatiles volontairement rejetées)} + 0{,}35\ \text{(matières volatiles de l'effluent)}} \qquad (4.1)$$

Cette approche a été utilisée pour le calcul du TSM réel (TSM_r) du système à partir des résultats obtenus en état de pseudo-équilibre. Le rendement en matières solides (Y_rg MV/g DBO_5 éliminée) du lit fluidisé a été calculé à partir de la DBO_5 totale éliminée en cours de traitement. On trouvera une explication plus détaillée à la Section 5.4.

Les TSM et les coefficients de rendement pour les essais en état de pseudo-équilibre sont résumés au Tableau 4.7. Les données des essais expérimentaux 11 à 14 ne sont pas considérées comme représentatives de conditions en état d'équilibre. Ces essais ont été effectués en écoulement relativement faible (0,32 m^3/m^2•min) qui s'est traduit par des films biologiques instables (Section 4.1.2). Les rendements en matières très élevés et variables calculés pour ces essais indiquent que le processus n'avait pas atteint un état d'équilibre.

Aux charges organiques élevées (A/M>1,0 g/g•j), le rendement en matières était élevé, le rendement moyen étant d'environ 0,92 g MV/g DBO_5. Aux charges plus représentatives de conditions d'exploitation normales (0,2 g/g•d $\leq$A/M$\leq$0,8 g/g•j), le rendement était en moyenne de 0,69 g MVES/g DBO_5, soit une valeur comparable à celle des systèmes classiques. Les données à long terme obtenues en conditions d'exploitation constantes fournissent cependant une meilleure indication du rendement en matières du procédé. Les données présentées à la Section 5.4 sont plus représentatives d'un rendement type de traitement.

On n'a pas fait de tentative précise visant à obtenir une concentration élevée de biomasse rejetée par le dispositif de séparation sable-biomasse. Le dispositif d'élimination était actionné par une minuterie. La fréquence et la durée de la vidange n'étaient pas réglées de façon à maximiser la concentration des boues rejetées. Dorr-Oliver[25], le Centre de recherche sur l'eau de Stevenage[44] et Ecolotrol[45] ont tous réussi à améliorer l'appareillage de séparation sable-biomasse, afin d'accroître la concentration des matières rejetées.

L'optimisation de la concentration des boues rejetées n'a pas été effectuée à Burlington, mais la teneur des boues rejetées était cependant comparable à celle obtenue du décanteur secondaire d'un réacteur biologique à croissance en suspension. Comme on peut le voir à la Figure 4.13, la concentration médiane des boues rejetées était d'environ 1,15 pour cent de MVES et l'on a obtenu des concentrations atteignant 2,4 pour cent. L'épaississement par gravité des boues rejetées augmentait la teneur en solides de 100 à 200 pour cent.

TABLEAU 4.7 TEMPS DE SÉJOUR DES MATIÈRES ET RENDEMENT EN MATIÈRES D'UN SYSTÈME BIOLOGIQUE À LIT FLUIDISÉ

Essais no.	MVL moyen (g/L)	Charge organique (A/M, g DBO_5/g MVL•j)	TSM (jours)	Y_r (g MV/g DBO_5)
1	11,91	1,73	1,4	0,82
2	11,42	1,62	1,6	0,53
3	11,14	1,42	1,7	1,38
4	11,78	1,34	1,6	0,93
5	9,53	1,18	1,4	0,89
6	8,13	1,04	1,8	1,08
7	9,16	2,19	1	0,74
8	8,57	3,52	1,1	1,32
9	11,21	0,96	2,1	0,67
10	11,88	0,66	4,1	0,48
11-1	14,36	0,46	4,2	1,06
11-2	13,89	0,38	2,2	1,89
12	13,6	0,2	2,3	3,11
13	11,13	0,2	5,7	1,26
14	11,9	0,33	5,8	0,68
15	9,48	0,23	6,2	1,14
16	9,22	0,43	5,2	0,53
17-1	11,58	0,7	2,7	0,89
17-2	10,27	0,56	3,7	0,67
18	10,53	0,55	4,6	0,64
19	13,17	0,37	4,5	0,89
20	10,8	0,55	4,7	0,54
21	9,96	0,74	3	0,78
22	11,75	0,55	3,4	0,81
23	8,32	1,48	1,6	0,61
24	8,29	0,69	3,7	0,49
25	7,7	0,58	4,5	0,46

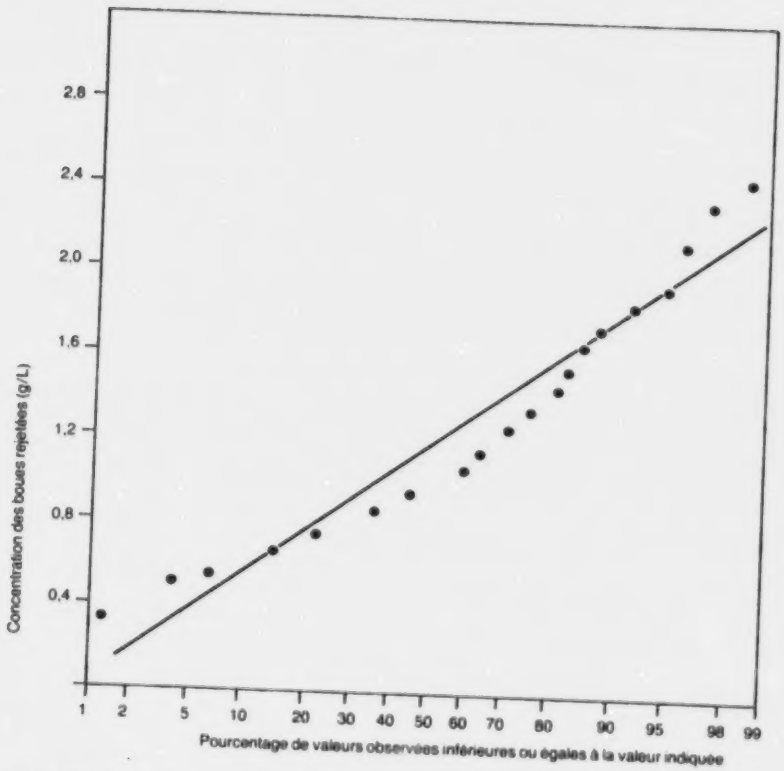

FIGURE 4.13 CONCENTRATION DES BOUES REJETÉES DU LIT FLUIDISÉ

4.2.6 **Utilisation d'oxygène.** La quantité d'oxygène utilisée pour oxyder la DBO_5 des eaux usées a été estimée à partir des données d'enregistrement continu des concentrations d'oxygène dissous dans l'entrée et la sortie pendant plusieurs essais en état de pseudo-équilibre. Les données obtenues de mesures effectuées en huit occasions sont résumées au Tableau 4.8. Le taux d'utilisation d'oxygène est fonction de la charge du réacteur et du taux de dégradation de la DBO_5 sous forme de particules capturées par la biomasse du lit fluidisé. On le constate lorsqu'on voit la large gamme des taux d'utilisation de l'oxygène, qui va de 0,54 à 1,46 g O_2 par gramme de DBO_5 éliminé (Tableau 4.8). Le taux moyen d'utilisation de l'oxygène (0,85 g O_2/g DBO_5 éliminé) correspond cependant à la consommation d'oxygène des systèmes à croissance en suspension. Pour des eaux urbaines types, le taux de consommation d'oxygène varie de 0,5 à 0,7 g O_2 par g de DBO_5 pour les systèmes à boues activées à taux élevé à 1,5 g O_2/g DBO_5 pour les systèmes à aération prolongée[46]. La quantité d'oxygène nécessaire au

TABLEAU 4.8 UTILISATION D'OXYGÈNE POUR L'OXYDATION DU CARBONE

Conditions de fonctionnement du réacteur					Oxygène dissous (mg/L)		DBO_5 totale (mg/L)		Utilisation d'oxygène (g O_2/g DBO_5)
TSH (min)	Recyclage (Q_R/Q_A)	Écoulement (m/min)	A/M (g/g•j)	TSM_r (jours)	Entrée	Sortie	Entrée	Sortie	
20	2,5	0,57	0,55	5,3	22,4	4,8	82	23	1,04
20	2,5	0,57	0,34	4,4	19,6	4,8	67	22	1,15
30	2	0,32	0,42	2,2	16,4	2	110	41	0,63
30	2	0,32	0,19	2,2	15,2	8	56	16	0,54
30	2	0,32	0,37	4,9	19,6	7,6	84	20	0,56
30	2	0,32	0,2	5,5	17,6	1,6	47	14	1,46
30	2	0,32	0,32	4,1	20,8	8	81	21	0,64
30	2	0,32	0,28	7,8	24	7,4	78	16	0,8
								Moyenne	0,85

déroulement de l'oxydation du carbone est d'environ 1,0 g O_2 par gramme de DBO_5 éliminé, dans les systèmes classiques à boues activées par air[46]. Jeris et coll.[7] ont signalé une consommation d'oxygène de 1,1 g O_2/g DBO_5 pour l'oxydation du carbone à une charge organique d'environ 0,62 g DBO_5/g MVL•j et un temps de séjour des matières solides de 3,5 jours.

Sutton et coll.[25] ont calculé que l'oxygénateur utilisé à Orillia, semblable à celui de Burlington, présentait une efficactié essentiellement de 100 pour cent pour le transfert à l'alimentation du réacteur de l'oxygène fourni à l'oxygénateur. Si l'on se base sur deux essais en condition d'équilibre signalés[25], le rapport de consommation quotidienne d'oxygène (kg O_2 fournis par kg O_2 nécessaires, où la quantité de O_2 nécessaire était calculée selon l'hypothèse que 1,0 kg O_2 était nécessaire par kg de DBO_5 éliminé et que 4,57 kg O_2 étaient nécessaires par kg de N-nitrate produit) variait de 0,98 à 1,08. L'évaluation de l'efficacité de transfert de l'oxygénateur débordait du cadre de l'étude effectuée à Burlington.

4.2.7 Élimination du carbone et nitrification simultanées. Aucun des essais en état de pseudo-équilibre effectué à Burlington n'a permis d'obtenir une nitrification appréciable de façon simultanée à l'oxydation du carbone. Cela n'est pas surprenant si l'on considère que le TSM_r maximal obtenu en conditions d'exploitation était de 6,2 jours. Le TSM_r se situait généralement entre deux et quatre jours. De plus, les variations de conditions relativement rapides ne favorisaient pas l'établissement d'une population de nitrificateurs.

On a obtenu l'oxydation du carbone et la nitrification lors des études de Dorr-Oliver effectuées à Orillia[25]. L'usine d'Orillia a fonctionné pendant un temps plus long dans de mêmes conditions et des charges organiques plus faibles ont été utilisées étant donné le rapport relativement élevé entre les matières en suspension et la DBO_5 au niveau de l'alimentation du réacteur. Il semble, si l'on se base sur les données d'Orillia, qu'il soit possible d'obtenir en même temps l'élimination du carbone et la nitrification avec un lit fluidisé biologique.

4.3 Résumé

L'efficacité du traitement est limitée par la capacité du système à éliminer les matières en suspension, plutôt que par sa capacité à éliminer le carbone organique des eaux usées. Il est possible d'obtenir de façon constante un effluent contenant moins de 15 mg/L de DBO_5 filtrable à une charge organique approchant 1,0 g DBO_5 totale/g MVL•j,

ce qui correspond à une charge de traitement d'environ 10 kg de DBO_5 totale/$m^3 \cdot j$. Cela équivaut à environ 20 fois la charge type d'un système à boues activées classique. Dans ces conditions, les matières en suspension représenteraient cependant un apport additionnel de 20 mg/L de DBO_5 à l'effluent final. Le maintien d'un effluent contenant moins de 15 mg/L de DBO_5 totale nécessiterait d'utiliser des charges semblables à celles utilisées dans un système à boues activées classique (0,4 kg de DBO_5 totale/$m^3 \cdot j$) et, même dans ces conditions, il est difficile de maintenir une concentration de matières en suspension dans l'effluent inférieure à 15 mg/L avec des alimentations semblables à celles utilisées à Burlington. On a, étant donné les effets des solides en suspension dans l'effluent sur l'efficacité et la conception du lit fluidisé, effectué d'importants travaux supplémentaires dans le but de déterminer les caractéristiques des matières rejetées avec l'effluent traité (Section 7).

5 EFFETS DES CONDITIONS DE CHARGE DIURNES SUR L'EFFICACITÉ DU LIT FLUIDISÉ

Les traitements rapides et à court temps de séjour tendent à être sensibles aux variations de l'alimentation et sont généralement moins aptes à maintenir l'efficacité du système dans des conditions de charge variables comparativement aux systèmes présentant un plus important pouvoir d'uniformisation hydraulique. Les études effectuées en état de pseudo-équilibre ont, de plus, permis d'identifier la concentration de l'alimentation et les charges de matières organiques et de matières en suspension du traitement comme étant des variables importantes modifiant l'efficacité. On a donc évalué la stabilité du lit fluidisé dans diverses conditions d'écoulement diurne, de concentration et de charge pendant l'étape d'oxydation du carbone.

5.1 Programme expérimental

La réaction du système à des charges diurnes variables a été évaluée en faisant appel à un mode d'écoulement diurne synchrone, avec la fluctuation diurne naturelle de la concentration des eaux usées. On a appliqué une variation de l'écoulement de l'alimentation (Q_A) de 2/1/0,5 correspondant à un mode d'écoulement pointe/moyen/minimum. Un mini-ordinateur à affichage numérique fonctionnant en temps réel a servi à la régulation du taux d'alimentation (Q_A), du taux de recyclage (Q_R) et du taux d'alimentation en oxygène.

Le système a été exploité en deux modes pendant les études de charge diurne, afin de comparer les conditions en écoulement hydraulique constant à celles en écoulement hydraulique variable. En conditions constantes, le rapport de recyclage (Q_R/Q_A) a été réglé en parallèle avec la variation diurne imposée au taux d'alimentation (Q_A), afin de maintenir un écoulement constant ($Q_A + Q_R$) (Figure 5.1). On a, pour l'écoulement hydraulique variable, maintenu un taux de recyclage constant (Q_R), de sorte que l'écoulement hydraulique total du lit fluidisé varie de 0,56 $m^3/m^2 \cdot min$ à 0,81 $m^3/m^2 \cdot min$ (Figure 5.2). Les conditions moyennes d'exploitation étaient identiques (Tableau 5.1).

Après comparaison de l'efficacité en conditions constantes et variables d'écoulement hydraulique, le système a été exploité pendant quatre semaines en mode d'écoulement hydraulique variable.

La surveillance de l'efficacité du traitement en conditions d'exploitation diurnes comprenait le prélèvement d'échantillons composites de 24 heures proportionnels à

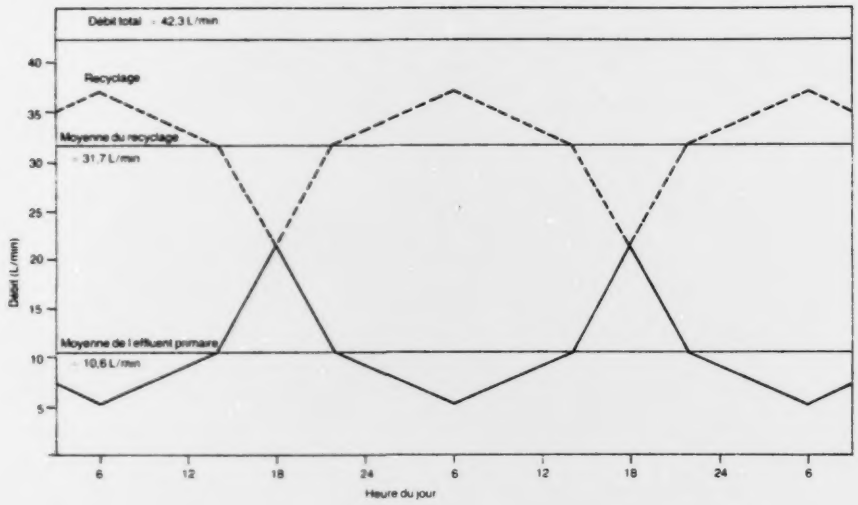

FIGURE 5.1 VARIATIONS DE DÉBIT: ÉTUDES DES CONDITIONS DIURNES - ÉCOULEMENT HYDRAULIQUE CONSTANT

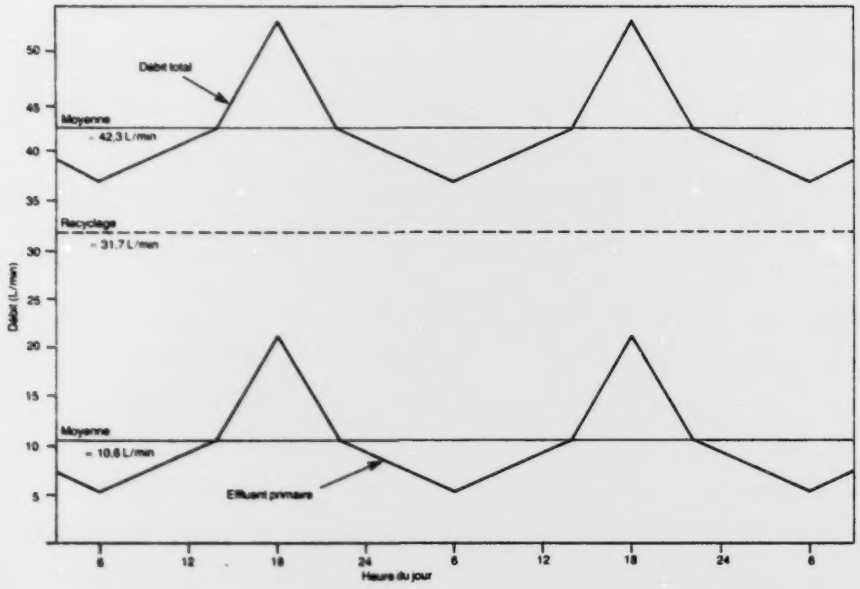

FIGURE 5.2 VARIATION DE DÉBIT: ÉTUDES DES CONDITIONS DIURNES - ÉCOULEMENT HYDRAULIQUE VARIABLE

TABLEAU 5.1 CONDITIONS D'EXPLOITATION MOYENNES POUR LES ÉTUDES DE CHARGE DIURNE

	Écoulement hydraulique constant	Écoulement hydraulique variable
TSH* (minutes)		
Maximum	40	40
Minimum	10	10
Moyen	20	20
Rapport de recyclage (Q_R/Q_A)		
Maximum	7,0	6,0
Minimum	1,0	1,5
Moyen	3,0	3,0
Écoulement hydraulique ($m^3/m^2 \cdot min$)		
Maximum	0,65	0,81
Minimum	0,65	0,56
Moyen	0,65	0,65
Effluent moyen		
Concentration de OD (mg/L)	5	5
Température (°C)	16	16

* Le temps de séjour hydraulique est basé sur le taux d'alimentation en effluent primaire (Q_A) et le volume du réacteur à vide.

l'écoulement et d'échantillons individuels prélevés à chaque heure afin de connaître la variabilité de la qualité de l'effluent en réaction à la charge diurne.

5.2 Résultats expérimentaux

5.2.1 Comparaison de l'efficacité en conditions d'écoulement hydraulique constantes et variables. Chaque condition d'écoulement hydraulique a été maintenue pendant dix jours. Des échantillons composites de 24 heures et des échantillons individuels, prélevés à une occasion, ont servi à comparer l'efficacité relative du traitement selon les deux modes d'exploitation.

Les efficacités, déterminées à partir d'échantillons composites de 24 heures de l'alimentation et de l'effluent de chaque mode de fonctionnement, sont comparées au Tableau 5.2. Les caractéristiques des lits fluidisés étaient semblables pendant ces deux périodes de dix jours. La concentration moyenne des matières volatiles du lit était de 9,61 g/L en écoulement hydraulique constant et de 10,2 g/L en écoulement hydraulique variable.

TABLEAU 5.2 COMPARAISON DES EFFICACITÉS DE TRAITEMENT EN CONDITIONS D'ÉCOULEMENT DIURNE CONSTANTES ET VARIABLES - RÉSULTATS D'ÉCHANTILLONS COMPOSITES

	Concentration moyenne (mg/L)		
	Nombre d'échantillons	Écoulement hydraulique constant	Écoulement hydraulique variable
Qualité de l'alimentation			
DCO totale	5	300	248
DCO après filtration	5	154	120
Carbone organique après filtration	8	32	27
DBO_5 totale	1	111	86
DBO_5 après filtration	1	66	39
NTK	5	23,7	24,1
NTK après filtration	5	21,1	21,6
Matières en suspension	8	91	81
Qualité de l'effluent			
DCO totale	5	147	113
DCO après filtration	5	101	68
Carbone organique après filtration	8	20	18
DBO_5 totale	1	41	28
DBO_5 après filtration	1	22	11
NTK	5	22,1	22,3
NTK après filtration	5	19,8	20,7
Matières en suspension	8	31	28

Les eaux usées brutes utilisées pendant l'étude en écoulement hydraulique constant étaient significativement plus concentrées en matières organiques totales et dissoutes (DCO et COF), ainsi qu'en matières en suspension, que celles utilisées en condition variable. La qualité de l'effluent obtenu pendant cette dernière période était légèrement supérieure, mais les différences des teneurs en COF et matières en suspension n'étaient pas significatives au niveau de confiance de 95 pour cent. Il n'y avait cependant pas de différence significative pour l'efficacité de l'élimination.

Les variations, selon l'heure, de la qualité de l'effluent, en termes des concentrations de COF et des matières en suspension, en réaction aux conditions de charge sont présentées à la Figure 5.3 (écoulement hydraulique constant) et à la Figure 5.4 (écoulement hydraulique variable).

On a noté, lors du prélèvement d'échantillons individuels effectué en conditions d'écoulement hydraulique constant (20 juin 1979), que les pics des concentrations du COF et des matières en suspension de l'effluent correspondaient de près à celui du débit de l'alimentation et étaient passablement plus importants, par rapport au niveau moyen, que le rapport 2/1 de la valeur pic du débit moyen imposée au système.

Le pic de la charge, en termes du carbone organique filtrable, est apparu à environ 16 heures. Le système a réagi par une augmentation immédiate de la teneur en COF de l'effluent. On notait, à 23 heures, une deuxième augmentation appréciable de la teneur en COF de l'effluent coïncidant avec une augmentation de la teneur en COF de l'alimentation. La charge de carbone organique du système est cependant restée relativement constante pendant cette dernière période. Les données montrent que la qualité de l'effluent en COF était modifiée de façon appréciable par la concentration des eaux usées de l'alimentation et la charge du système, comme lors des études en état d'équilibre.

Le pic de la concentration des matières en suspension de l'effluent est apparu à environ 15 heures. L'importance de la réaction est cependant trompeuse, le moment de l'apparition du pic de la charge du système coïncidant avec la remise dans le réacteur, une fois par jour, du sable provenant du dispositif de séparation du sable et de la biomasse. Le pic mesuré était donc fonction de l'accroissement de charge et de la perte de la biomasse en excès dans l'effluent, par le retour du sable. Une courbe lisse entre les données de 14 heures et les données de 18 heures serait sans doute une meilleure approximation de la réaction du système. La différence entre les données interpolées et les données réelles

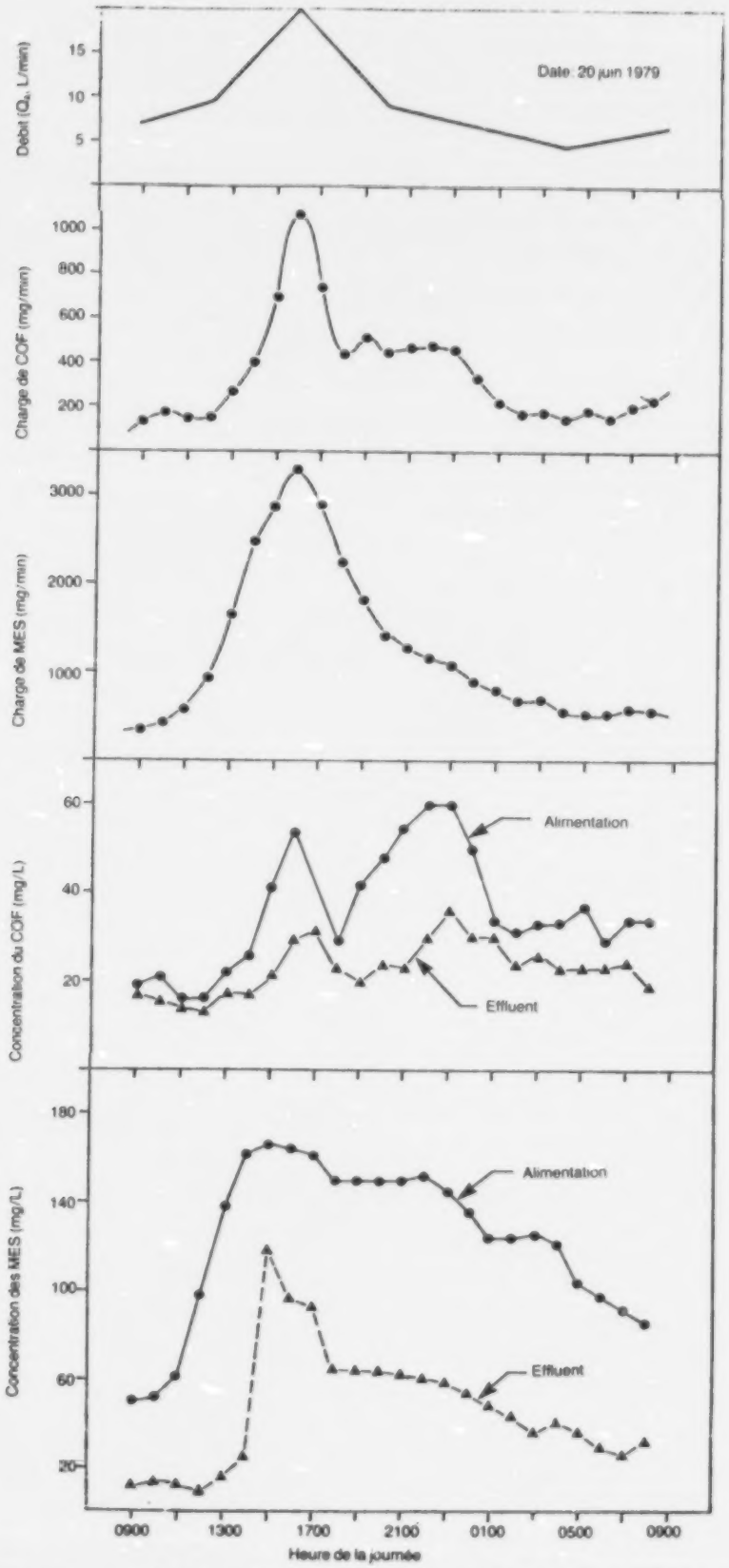

FIGURE 5.3 RÉACTION AUX CONDITIONS DE CHARGE DIURNE EN ÉCOULEMENT HYDRAULIQUE CONSTANT

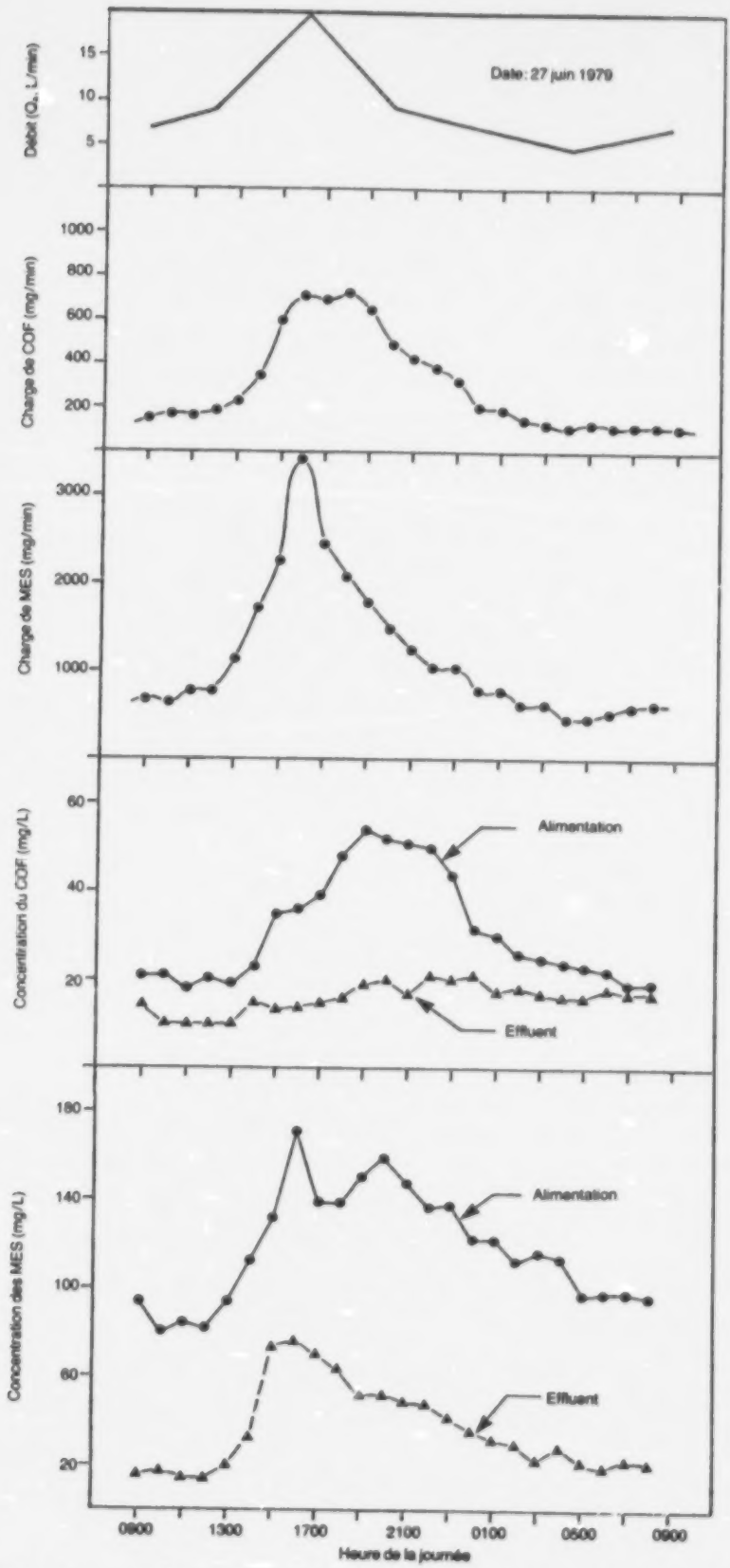

FIGURE 5.4 RÉACTION AUX CONDITIONS DE CHARGE DIURNE EN ÉCOULEMENT HYDRAULIQUE VARIABLE

serait une mesure de l'apport que représente le retour du sable à la concentration de matières en suspension de l'effluent.

Le pic de la concentration de matières dans l'alimentation a, lors du prélèvement d'échantillons individuels en conditions d'écoulement hydraulique variable (27 juin 1979), coïncidé de près avec celui du débit imposé au système. La réaction, en termes de concentration de matières en suspension dans l'effluent, était semblable à celle notée en conditions de charge hydraulique constante. L'effet du retour du sable, vers 15 heures, a obscurci l'effet réel de l'accroissement de la charge sur la qualité de l'effluent traité.

Le 27 juin, le pic de la concentration du COF de l'alimentation étant apparu plusieurs heures après celui de l'écoulement, l'augmentation de la charge organique n'a pas été aussi importante que celle notée le 20 juin. L'augmentation de la concentration de carbone organique de l'effluent n'était donc pas aussi évidente dans les données du 27 juin.

Les efficacités relatives du système à lit fluidisé, basées sur les données d'échantillonnage obtenues en conditions d'écoulement constantes et variables, sont présentées au Tableau 5.3. Les données semblent indiquer que l'efficacité en conditions de charge hydraulique variables était légèrement supérieure à celle obtenue en conditions constantes. Cette différence ne peut cependant pas être vérifiée de façon statistique à cause du peu de données disponibles et des différences au niveau des caractéristiques de l'alimentation. Les efficacités des deux modes d'exploitation déterminées par échantillonnage composite de 24 heures ne présentant pas de différence statistique, le système a été maintenu en mode variable pendant 12 autres jours, afin de recueillir des données supplémentaires.

5.2.2 Effet de la charge diurne sur l'efficacité du traitement. L'efficacité du procédé par lit fluidisé exploité sur une période de trois semaines en conditions d'écoulement hydraulique variables est présentée à la Figure 5.5, en termes de concentration du carbone organique filtrable, et à la Figure 5.6 en termes de la concentration de matières en suspension. Les conditions d'exploitation étaient identiques à celles présentées au Tableau 5.1.

La concentration moyenne de la biomasse était de 10,8 g/L (gamme de 9,46 à 12,04 g/L). La charge organique moyenne était de 0,66 kg DBO_5 totale/kg MVL•j (0,17 kg COF/kg MVL•j).

TABLEAU 5.3 COMPARAISON DES EFFICACITÉS DE TRAITEMENT EN CONDITIONS D'ÉCOULEMENT DIURNES CONSTANTES ET VARIABLES - ÉCHANTILLONS INDIVIDUELS

	Conditions d'écoulement constantes	Conditions d'écoulement variables
Débit de l'effluent primaire (L/min)		
Maximum	21,2	21,2
Minimum	5,31	5,31
Moyen	10,6	10,6
Charge de COF (mg/min)		
Maximum	1070	720
Minimum	137	122
Moyenne	345	310
Charge de MES (mg/min)		
Maximum	3250	3400
Minimum	360	480
Moyenne	1250	1170
Qualité de l'alimentation du réacteur (mg/L)		
COF - Maximum	60	54
Minimum	16	18
Moyenne	40	31
MES - Maximum	166	172
Minimum	50	80
Moyenne	124	118
Qualité de l'effluent (mg/L)		
COF - Maximum	36	21
Minimum	13	10
Moyenne	23	16
MES - Maximum	118	76
Minimum	9	15
Moyenne	46	36

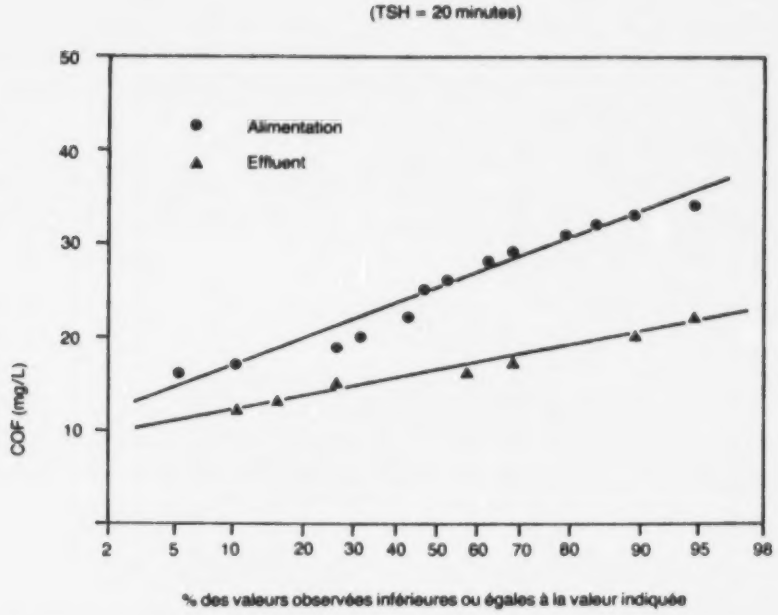

FIGURE 5.5 EFFICACITÉ DU TRAITEMENT EN CONDITIONS DE CHARGE DIURNES: COF DE L'ALIMENTATION ET DE L'EFFLUENT

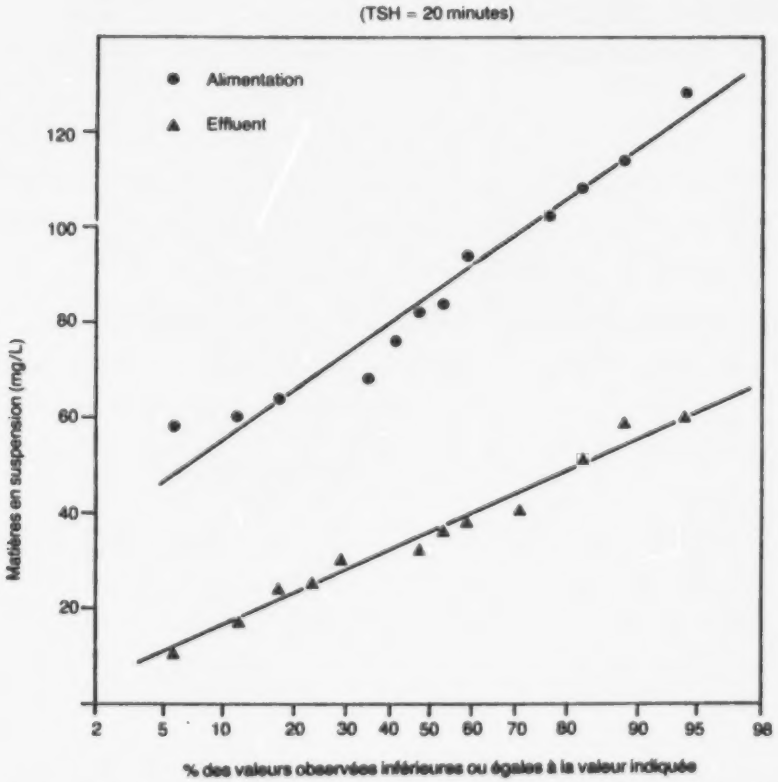

FIGURE 5.6 EFFICACITÉ DU TRAITEMENT EN CONDITIONS DE CHARGE DIURNES: MATIÈRES EN SUSPENSION DE L'ALIMENTATION ET DE L'EFFLUENT

On trouve, d'après les données de l'échantillonnage composite, que les fluctuations diurnes de débit, de concentration des eaux usées et de charge de traitement ne modifiaient pas la capacité du lit fluidisé à oxyder le carbone. Les résultats des études de la charge diurne sont comparés à ceux obtenus par échantillonnage composite en état de pseudo-équilibre au Tableau 5.4. La qualité des eaux usées brutes était très semblable, si l'on se base sur les DBO_5 totale et filtrable et les concentrations de matières en suspension.

La concentration des MVL était légèrement supérieure (11,8 g/L) pendant le fonctionnement en état d'équilibre. La DBO_5 filtrable n'a pas permis de noter de différence significative de la qualité de l'effluent.

Les conditions d'exploitation diurnes réduisaient la capacité du système à éliminer les matières en suspension. Les charges de matières en suspension spécifiques étaient semblables (0,57 kg MES/kg MVL•j pendant l'exploitation diurne et 0,64 kg MES/kg•j pendant l'exploitation en équilibre), mais la qualité de l'effluent en conditions de charge diurnes était significativement inférieure à celle obtenue en état d'équilibre, si l'on se base sur la concentration de matières en suspension. Ce phénomène se reflétait par une augmentation de la DBO_5 totale.

Les résultats obtenus par échantillonnage composite sont confirmés par les données du prélèvement horaire d'échantillons individuels (Figure 5.7) pour trois jours d'exploitation diurne. L'augmentation de la concentration de carbone organique de l'effluent, découlant de l'augmentation simultanée de la concentration de l'alimentation et de l'écoulement est relativement faible si on la compare à celle de la concentration des matières en suspension de l'effluent. Comme cela a déjà été mentionné, les réactions de la concentration de matières de l'effluent notées le 27 juin et le 4 juillet sont obscurcies par les effets du retour de sable dans le réacteur. Le 11 juillet, lorsque le sable a été replacé dans le réacteur avant le pic prévu de la concentration des eaux usées brutes, la réaction de l'effluent permettait de faire une nette différence entre l'accroissement des matières en suspension de l'effluent dû au retour du sable (à environ 12 heures) et l'accroissement dû au pic de charge (à environ 17 heures).

Étant donné la concentration en solides en suspension de l'effluent relativement élevée obtenue au temps de séjour hydraulique de 20 minutes, le système a été exploité à un TSH de 30 minutes pendant deux semaines, afin d'évaluer l'amélioration de la qualité de l'effluent sous charge moins importante. Le système a, pendant cette période, été maintenu en mode variable en utilisant un taux de recyclage constant (Tableau 5.5).

TABLEAU 5.4 COMPARAISON DES PARAMÈTRES DU LIT FLUIDISÉ EN CONDITIONS D'EXPLOITATION EN PSEUDO-ÉQUILIBRE ET DIURNES (TSH = 20 minutes)

	En équilibre*		Diurne**	
Paramètres	Alimentation	Effluent	Alimentation	Effluent
DBO_5 totale (mg/L)	102	28	100	38
DBO_5 filtrable (mg/L)	52	15	46	13
COF (mg/L)	41	21	25	16
Matières en suspension (mg/L)	100	29	86	36

* Conditions d'exploitation en état "d'équilibre":

TSH = 20 minutes
Q_R/Q_A = 2,5
T = 12°C
Écoulement hydraulique = 0,57 $m^3/m^2 \cdot min$

L'efficacité a été calculée à partir de la moyenne de trois échantillons composites consécutifs sur 24 heures par semaine pour le COF et les matières en suspension et d'un échantillon composite sur 24 heures par semaine pour les DBO_5 filtrable et totale, le tout en une période de quatre semaines.

** L'efficacité a été calculée à partir de la moyenne de 17 échantillons composites sur 24 heures pour le COF et les matières en suspension et de trois échantillons composites sur 24 heures pour les DBO_5 totale et filtrable.

Le rapport de recyclage moyen (Q_R/Q_A) a été augmenté de 3 à 5, afin de maintenir un écoulement hydraulique total ($Q_A - Q_R$) semblable à celui de l'exploitation antérieure en conditions diurnes.

L'efficacité du traitement est présentée à la Figure 5.8 (COF de l'alimentation et de l'effluent) et à la Figure 5.9 (matières en suspension de l'alimentation et de l'effluent). On compare, au Tableau 5.6, les qualités de l'alimentation et de l'effluent à un TSH de 30 minutes aux valeurs correspondantes obtenues à un TSH de 20 minutes. Les eaux usées brutes, en termes de DBO_5 totale et filtrable aux conditions de charge inférieures (plus long TSH), étaient moins concentrées que celles correspondant à un TSH plus court, bien qu'il n'y ait pas de différence appréciable de qualité si l'on se base sur les teneurs en COF et en matières en suspension.

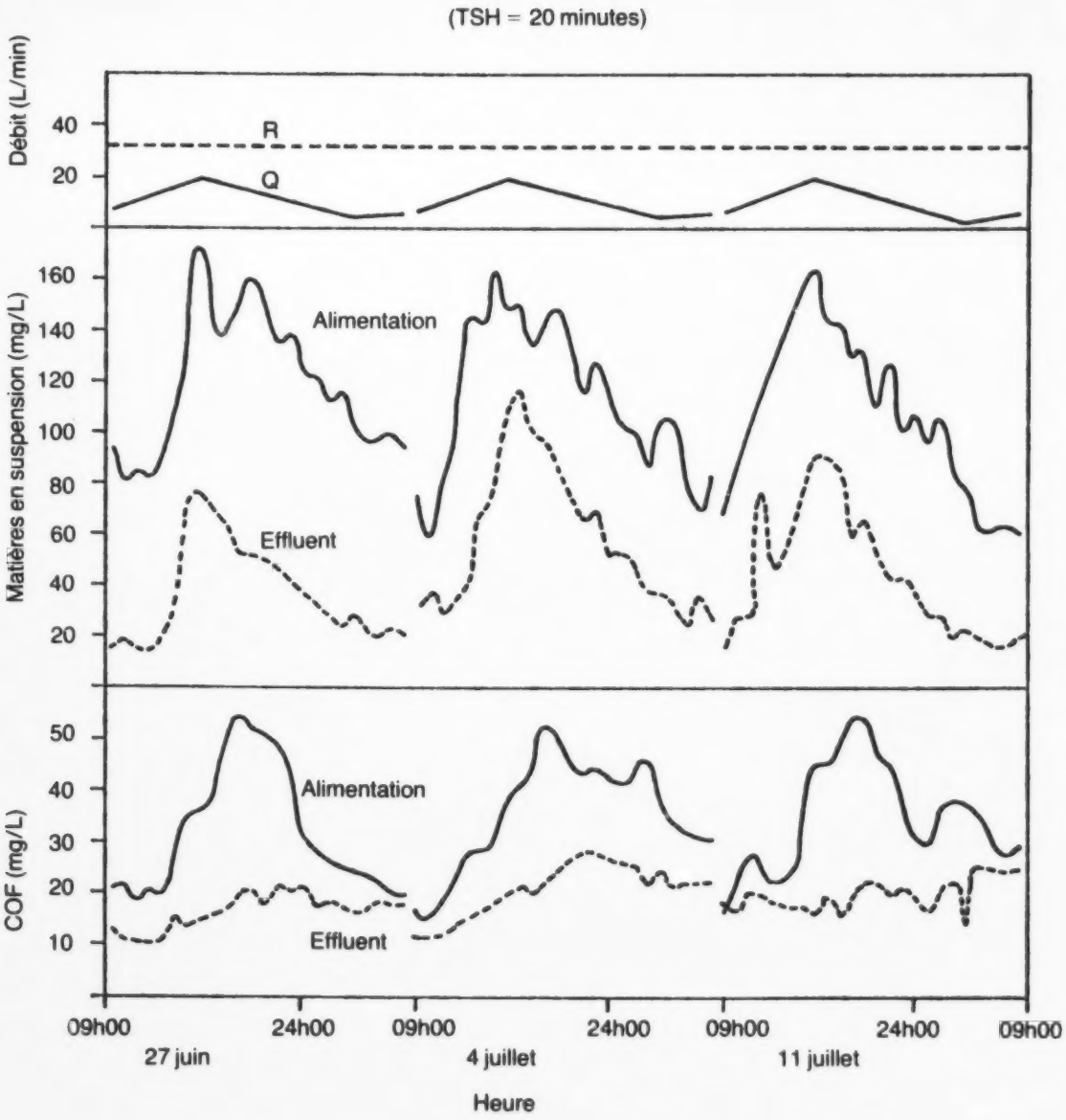

FIGURE 5.7 EFFET DES CONDITIONS DE CHARGE DIURNES SUR L'EFFICACITÉ DU TRAITEMENT

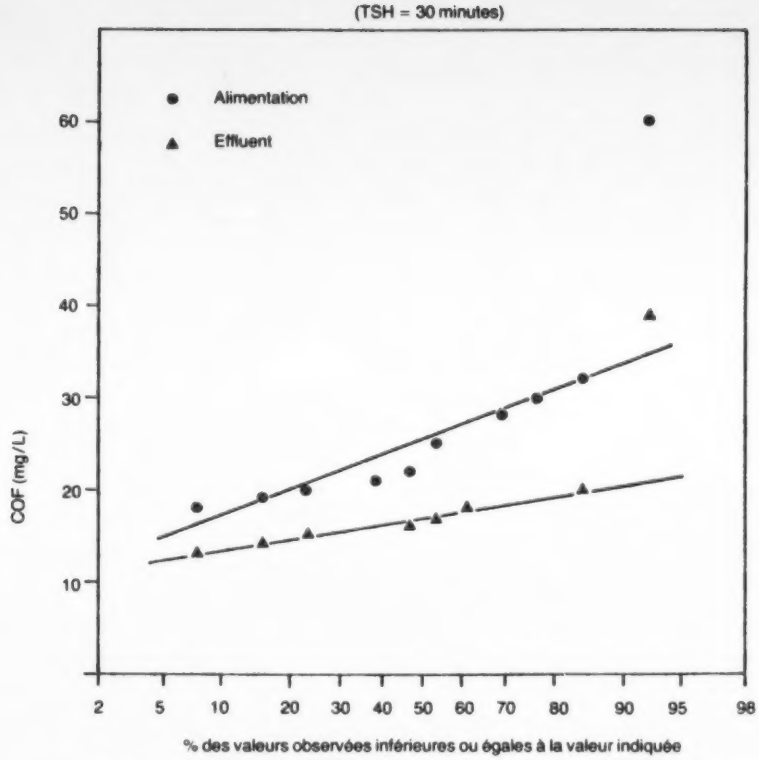

FIGURE 5.8 EFFICACITÉ DU TRAITEMENT EN CONDITIONS DE CHARGE DIURNES: COF DE L'ALIMENTATION ET DE L'EFFLUENT

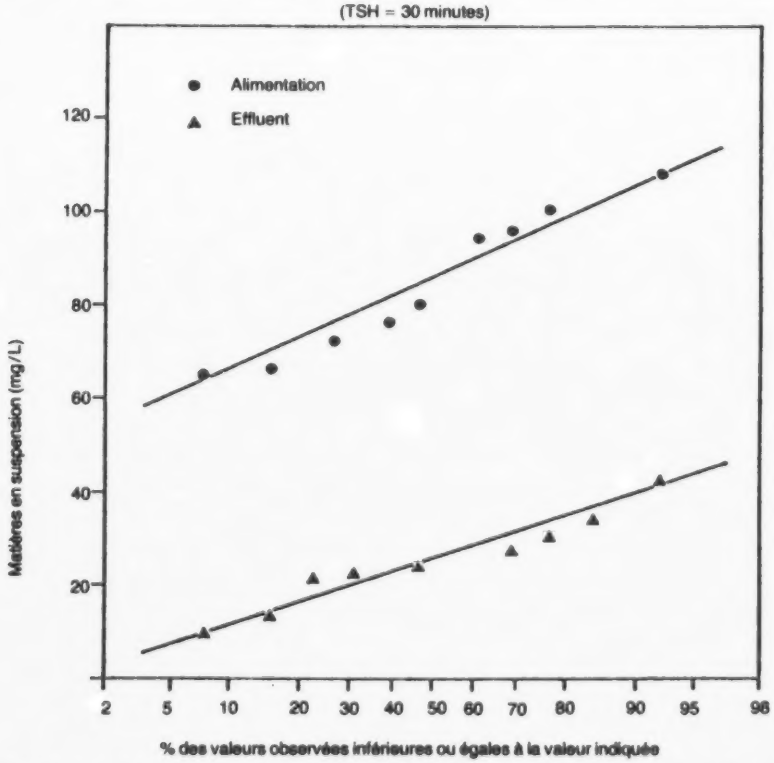

FIGURE 5.9 EFFICACITÉ DU TRAITEMENT EN CONDITIONS DE CHARGE DIURNES: MATIÈRES EN SUSPENSION DE L'ALIMENTATION ET DE L'EFFLUENT

TABLEAU 5.5 CONDITIONS D'EXPLOITATION MOYENNES LORS D'ÉTUDES EN CHARGE DIURNE ET À TSH DE 30 MINUTES

TSH* (min)	
Maximum	60
Minimum	15
Moyen	30
Taux de recyclage (Q_R/Q_A)	
Maximum	10,0
Minimum	2,5
Moyen	5,0
Écoulement hydraulique ($m^3/m^2 \cdot min$)	
Maximum	0,76
Minimum	0,60
Moyen	0,65

* Le temps de séjour hydraulique est basé sur le taux d'alimentation en effluents primaires (Q_A) et le volume du réacteur à vide.

TABLEAU 5.6 COMPARAISON DES EFFICACITÉS DU TRAITEMENT EN CONDITIONS DE CHARGE DIURNES À DES TSH DE 20 ET 30 MINUTES

	TSH de 20 minutes*		TSH de 30 minutes**	
Paramètres	Alimentation	Effluent	Alimentation	Effluent
DBO_5 totale (mg/L)	127	38	82	20
DBO_5 filtrable (mg/L)	63	13	33	7
COF (mg/L)	25	16	26	17
Matières en suspension (mg/L)	86	36	86	26

* Voir le Tableau 5.4 pour le calcul de l'efficacité.

** L'efficacité est calculée à partir de la valeur moyenne de 12 échantillons composites sur 24 heures, pour le COF et les matières en suspension, et de trois échantillons composites sur 24 heures pour la DBO_5 totale et la DBO_5 filtrable.

La plus faible charge organique du système au TSH de 30 minutes (0,19 kg de DBO_5 filtrable/kg MVL•j), comparativement à celle du TSH de 20 minutes (0,42 kg DBO_5 filtrable/kg MVL•j), de même que la moins forte concentration des eaux usées au TSH plus important se sont traduites par un effluent de meilleure qualité du point de vue de la DBO_5 filtrable, comme le laissaient prévoir les résultats obtenus en état de pseudo-équilibre. La concentration de la biomasse au TSH le plus long était aussi moins importante de façon significative, la moyenne étant de 8,32 g/L (gamme de 7,30 à 9,48 g/L).

On a noté une amélioration appréciable de l'élimination des matières en suspension à la charge moins importante et au TSH de 30 minutes. La plus faible concentration des matières en suspension est en partie responsable de l'amélioration de la qualité de l'effluent du point de vue de la DBO_5 totale de l'effluent. Mais, comme cela a été mentionné au Chapitre 4, la capacité d'obtenir un effluent de haute qualité (moins de 15 mg/L de DBO_5 et de matières en suspension) est fonction de la capacité du système à éliminer les matières en suspension.

L'efficacité du traitement en conditions de charge diurnes et à un TSH de 30 minutes est comparée à celle obtenue en conditions d'équilibre correspondantes au Tableau 5.7. Comme l'indiquent les données correspondant au TSH de 20 minutes, le fonctionnement diurne n'a pas eu d'effet significatif sur la capacité du système à oxyder le carbone. La concentration de matières en suspension de l'effluent, en conditions diurnes, était significativement (niveau de confiance de 95%) plus faible que celle notée en conditions d'équilibre, bien que la concentration de l'alimentation ne présente pas de différence significative. L'amélioration de la qualité de l'effluent était minime.

Les données obtenues de prélèvement d'échantillons individuels toutes les heures pendant deux jours à un TSH de 30 minutes sont présentées à la Figure 5.10. Si l'on se base sur le COF, les conditions diurnes ont eu un effet négligeable sur la capacité du traitement à effectuer l'oxydation du carbone. Malheureusement, la variation de la concentration de l'alimentation a été, dans les deux cas, faible comparativement aux données correspondantes obtenues au TSH plus court (Figure 5.7) et la concentration pic de COF n'est pas apparue au même moment que le pic de l'écoulement. La variation maximum du COF de l'effluent a varié de 9 à 15 mg/L pendant les deux jours et représente probablement la fraction non biodégradable du carbone des eaux usées brutes.

De façon similaire, la réaction du système à l'augmentation de la concentration des matières en suspension de l'alimentation et de la charge de matières en suspension a été moins marquée au TSH de 30 minutes qu'à celui de 20 minutes. Les 8 et

TABLEAU 5.7 COMPARAISON DE PARAMÈTRES DE TRAITEMENT EN LIT FLUIDISÉ UTILISÉS EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE ET EN CONDITIONS DIURNES (TSH = 30 minutes)

Paramètres	État d'équilibre*		Conditions diurnes**	
	Alimentation	Effluent	Alimentation	Effluent
DBO_5 totale (mg/L)	83	21	82	20
DBO_5 filtrable (mg/L)	34	9	33	7
COF (mg/L)	29	18	26	17
Matières en suspension (mg/L)	97	35	86	26

* Conditions d'utilisation en "état d'équilibre"
TSH = 30 minutes
Q_R/Q_A = 3
T = 8 - 16°C
Écoulement hydraulique = 0,43 $m^3/m^2 \cdot min$

L'efficacité est calculée à partir de trois échantillons composites sur 24 heures consécutifs, prélevés chaque semaine, pour le COF et les matières en suspension, d'un échantillon composite sur 24 heures, prélevé chaque semaine, pour la DBO_5 totale et la DBO_5 filtrable, le tout sur une période de trois semaines.

** Voir le Tableau 5.6 pour le calcul de l'efficacité.

24 juillet, lors des prélèvements d'échantillons individuels, on n'a pas effectué la remise en place du sable. Les données (Figure 5.10) n'indiquent donc que la seule réaction aux conditions diurnes imposées.

On a noté, le 24 juillet, un accroissement par un facteur de trois de la concentration de matières en suspension de l'alimentation et le pic de la concentration de l'alimentation est apparu en même temps que celui de l'écoulement (Q_A). Il en est résulté une augmentation par un facteur huit de la charge de matières en suspension, qui s'est traduite par une détérioration appréciable de la qualité de l'effluent, mais l'accroissement au niveau du système était de beaucoup moins important que celui noté au TSH plus court.

5.3 Variabilité de l'efficacité du traitement

Les données obtenues pendant les six semaines d'exploitation en conditions de charge variables selon les jours ont été utilisées pour évaluer la variabilité de la qualité de l'effluent. L'efficacité du traitement est présentée de façon sommaire au Tableau 5.8, et

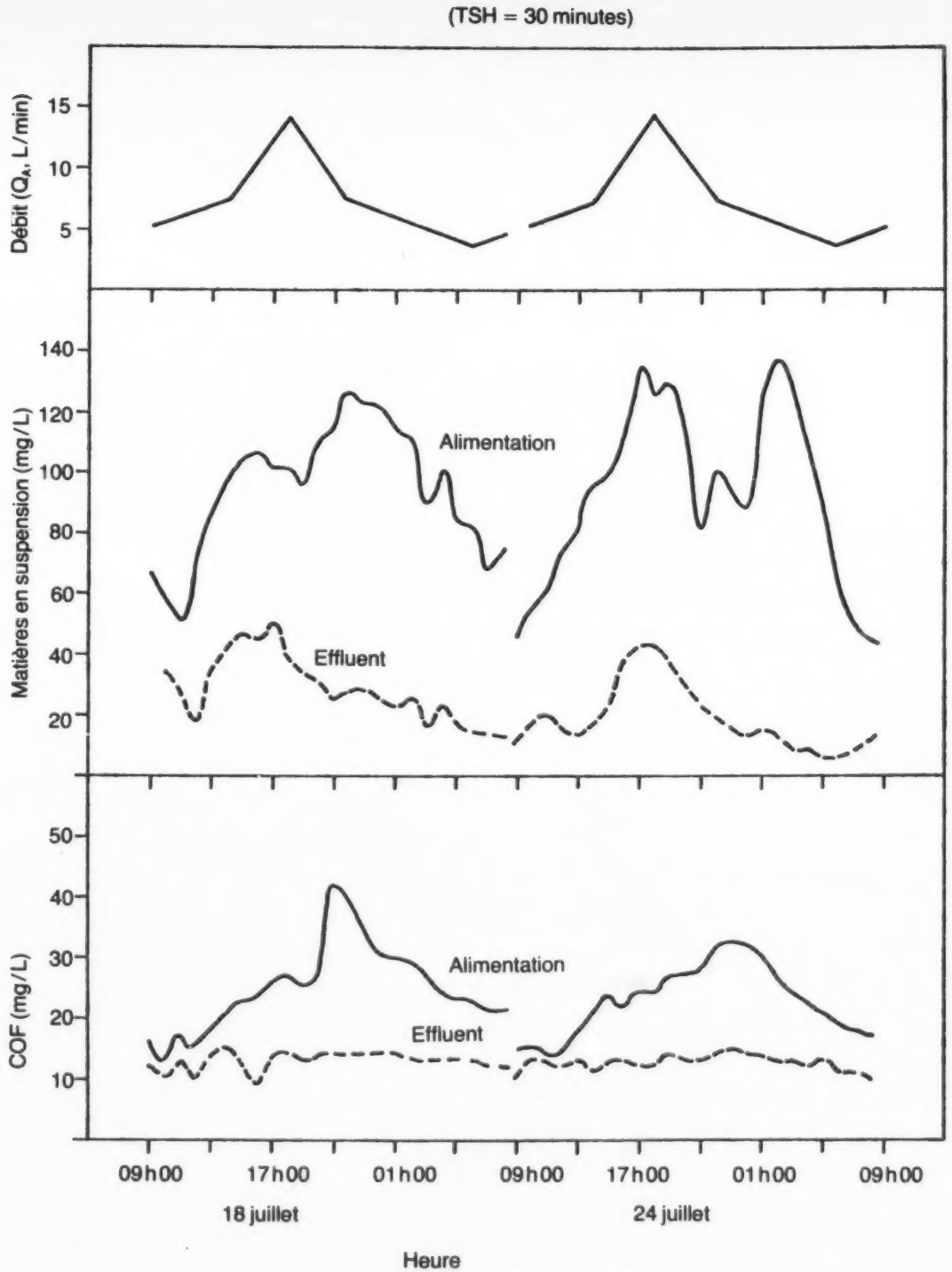

FIGURE 5.10 EFFET DES CONDITIONS DE CHARGE DIURNES SUR L'EFFICACITÉ DU TRAITEMENT

sous forme graphique à la Figure 5.11 (COF et matières en suspension) et à la Figure 5.12 (DCO et DBO_5). Le système a de fait été exploité dans trois conditions différentes: en écoulement constant ou variable à TSH de 20 minutes et en écoulement variable à TSH de 30 minutes. La variation est donc plus importante que celle à laquelle on pourrait s'attendre pour une durée similaire dans des conditions d'exploitation constantes.

La qualité de l'effluent, en termes de concentration de carbone organique filtrable, était relativement constante si l'on fait exception d'une concentration pic élevée (32 mg/L au jour 35), traduisant une forte concentration de COF de l'alimentation (60 mg/L). Les autres paramètres de qualité de l'effluent (DCO totale et filtrable et matières en suspension) n'ont pas réagi à ce phénomène. On a conclu que ces données sur le COF étaient erronées et elles n'ont pas été utilisées pour l'analyse des résultats.

La qualité de l'effluent, selon la concentration des solides en suspension, présentait une plus grande variation quotidienne que celle correspondant au COF. Ce phénomène se reflétait aussi dans les données de la DCO totale et de la DBO_5 totale comparativement à celles de la DCO et de la DBO_5 filtrables présentées à la Figure 5.12. L'efficacité du traitement en lit fluidisé, du point de vue de l'élimination du carbone organique, peut se maintenir de façon constante quand les charges varient, mais l'incapacité du système à toujours effectuer une importante élimination des matières en suspension se traduit par une importante variation de la qualité de l'effluent, des points de vue des concentrations de solides en suspension et de la DBO_5 totale.

La qualité moyenne de l'effluent, basée sur six semaines de fonctionnement (Tableau 5.9), était de 33 mg/L de matières en suspension et de 36 mg/L de DBO_5 totale. La gamme prévue pour la qualité de l'effluent (niveau de confiance de 95%) était cependant de 8 à 58 mg/L de matières en suspension et de 14 à 58 mg/L de DBO_5 totale. L'analyse des données expérimentales correspondant au TSH de 30 minutes (Tableau 5.10) permet de noter une amélioration de la qualité de l'effluent qui atteint 28 mg/L de matières en suspension et 23 mg/L de DBO_5 totale, ainsi qu'une diminution de la variabilité de la qualité de l'effluent. On peut s'attendre à des concentrations de matières en suspension de l'effluent variant entre 8 et 48 mg/L.

5.4 Rendement en matières solides

Les données d'exploitation en mode diurne permettent de mieux estimer le rendement net en matières du procédé par lit fluidisé que les données obtenues en état de pseudo-équilibre, car le système a été exploité en conditions constantes pendant une plus longue période.

TABLEAU 5.8 EFFICACITÉ DU TRAITEMENT EN LIT FLUIDISÉ EN FONCTIONNEMENT DIURNE

	Qualité de l'alimentation (mg/L)						Qualité de l'effluent (mg/L)						
	DCO		DBO_5**				DCO		DBO_5**				
Date*	totale	filtrée	totale	filtrée	COF	MES	totale	filtrée	COF	MES			Matières volatiles du lit (g/L)
13 juin 1979	309	160	124	77	46	102	160	98	54	34	21	37	8,43
14 juin	298	137	119	61	25	110	128	83	39	23	17	38	
15 juin					36	75					16	12	
16 juin					22	62					16	13	10,05
17 juin					21	84					18	34	
18 juin	298	169	119	83	32	80	151	113	50	45	19	33	10,34
19 juin	278	144	111+	66+	31	104	151	103	41+	22+	19	35	
20 juin	308	165	123	80	36	124	157	107	53	40	23	46	
21 juin	319	160	129	77	46	112	146	107	48	40	30	18	
22 juin					32	68					20	32	
23 juin					19	76					16	10	
24 juin	242	114	93	45	19	60	122	84	37	25	16	30	
25 juin	282	139	112	62	34	114	125	84	38	25	22	38	10,29
26 juin	275	125	108	53	33	102	111	53	32	4	20	32	
27 juin	270	131	106	57	31	118	124	78	39	22	16	36	10,13
28 juin	230	108	86+	39+	28	102	119	63	28+	11+	17	40	
29 juin	209	114	77	45	31	68	87	56	24	6	16	24	10,29
30 juin					19	58					15	17	
1 juil.					16	68					12	25	
2 juil.					20						13		
3 juil.	259	100	93+	47+	26	82	140	71	38+	12+	18	51	9,46
4 juil.	277	130	109	56	35	112	145	81	47	23	20	57	11,21
5 juil.	268	120	105	49	28	108	131	66	41	13	16	51	
6 juil.					29	84					18	60	11,32
7 juil.					22	82					16	40	
8 juil.					17	64					12	32	
9 juil.	273	145	107	66	31	102	137	74	43	18	17	36	11,52
10 juil.	248	91	96	30	22		123	58	37	7	15		
11 juil.	292	132	116	57	34	108	142	89	46	28	19	44	12,04
12 juil.	275	108	120+	51+	25	128	141	71	50+	15+	16	59	
13 juil.					28	108					20	40	9,48
14 juil.					21	76					16	36	
15 juil.					21	66					16	38	
16 juil.	199	89	72	28	19	94	93	49	24	2	13	41	7,74
17 juil.	259	116	101	47	60	80	97	65	25	12	39	24	
18 juil.	258	108	100	41	25	94	106	58	29	8	13	23	8,63
19 juil.	203	86	89+	36+	22	94	87	56	22+	6+	17	27	
20 juil.	265	108	103	41	32	76	70	53	15	4	16	13	7,30
21 juil.					18	65					15	9	
22 juil.					20	72					14	22	
23 juil.	187	103	67	38	30	100	110	52	31	3	18	30	7,79
24 juil.	225	123	108+	51	23	94	103	65	20+	12	13	37	
25 juil.	226	99	85	35	28	108	97	52	25	3	20	34	8,95
26 juil.	236	100	75+	30+	25	96	84	59	18+	7+	20	21	

Notes:

*Conditions de fonctionnement: 13 juin - 21 juin - Écoulement hydraulique constant, TSH = 20 minutes

22 juin - 12 juillet - Écoulement hydraulique variable, TSH = 20 minutes

13 juillet - 26 juillet - Écoulement hydraulique variable, TSH = 30 minutes

** Toutes les valeurs de DBO_5 sont des résultats d'analyse.
Toutes les autres valeurs de DBO_5 ont été calculées en utilisant la corrélation avec la DCO suivante:
DBO_5 totale: 0.467 x DCO totale - 21
DBO_5 filtrée: 0,683 x DCO filtrée - 32

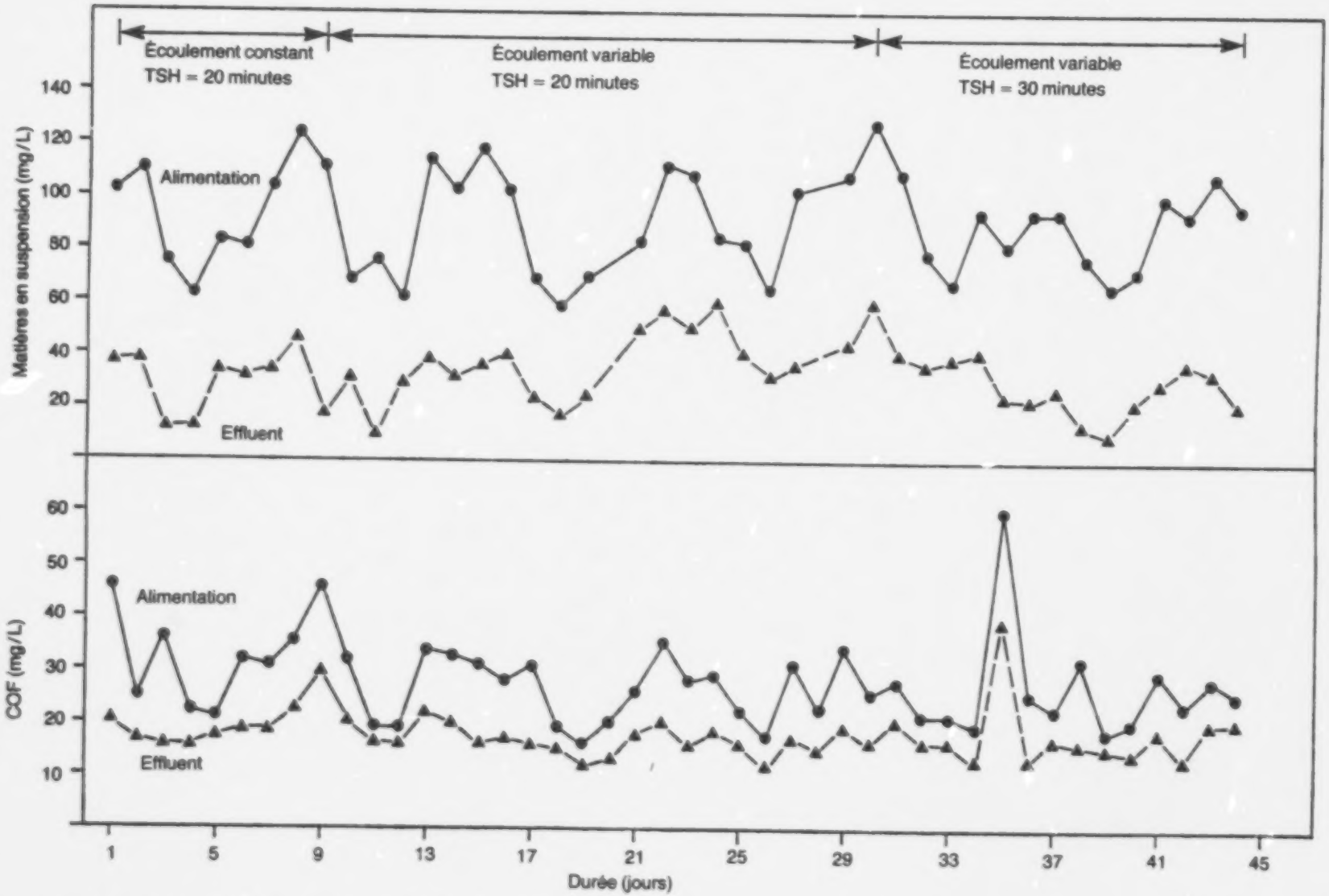

FIGURE 5.11 VARIATION QUOTIDIENNE DE L'EFFICACITÉ DU LIT FLUIDISÉ - COF ET MATIÈRES EN SUSPENSION

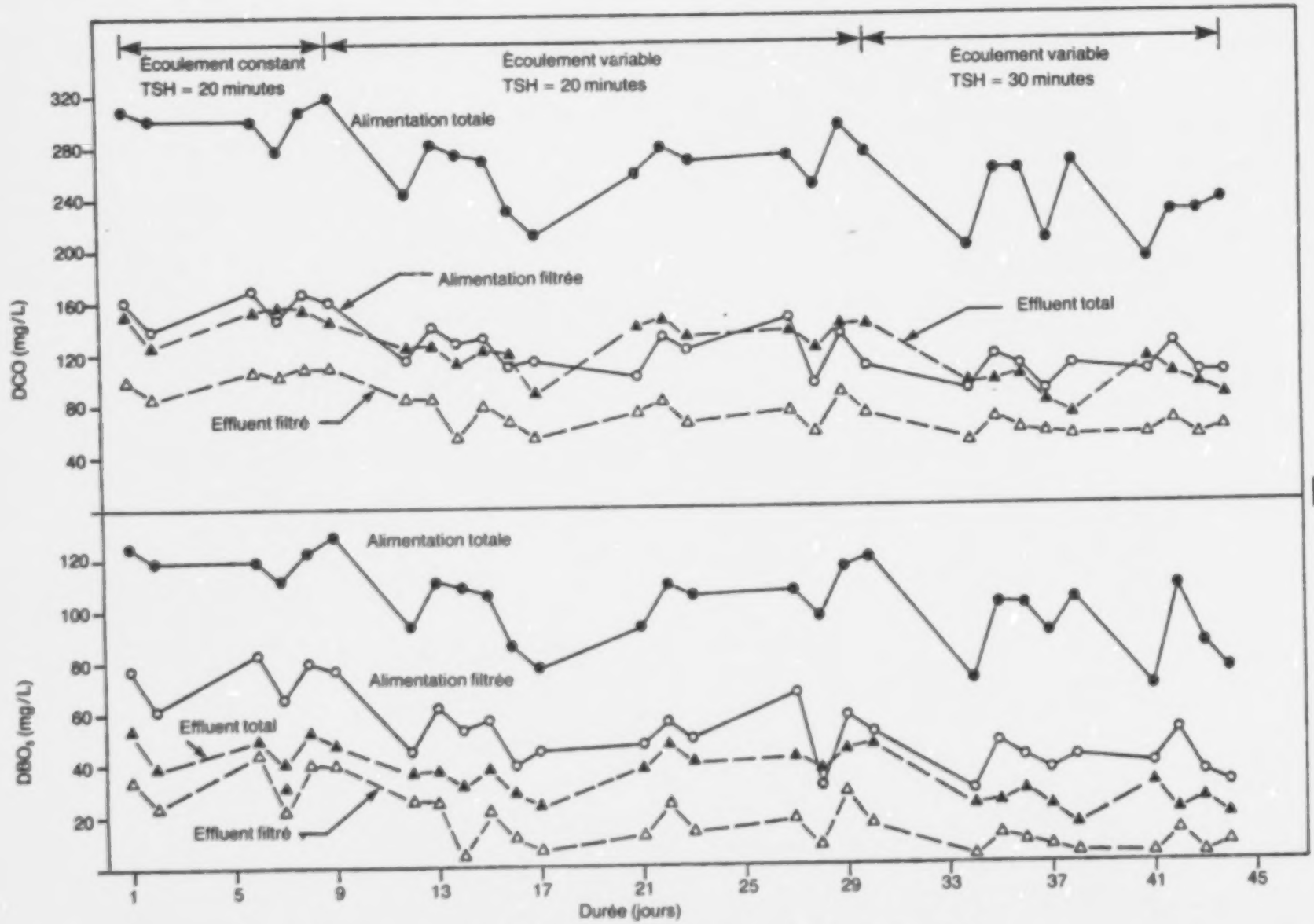

FIGURE 5.12 VARIATION QUOTIDIENNE DE L'EFFICACITÉ DU LIT FLUIDISÉ - DCO ET DBO_5

TABLEAU 5.9 VARIATION DE LA QUALITÉ DE L'EFFLUENT - DONNÉES REGROUPÉES

Paramètres	Qualité de l'effluent (mg/L)			
	Moyenne	Écart-type	Coefficient de variation (%)	Gamme de confiance à 95%
DCO totale	121	24,7	20,4	75-169
DCO filtrable	73	19,1	26,2	36-110
DBO_5 totale	36	11,2	31,1	14-58
DBO_5 filtrable	17	12,3	72,4	0-41
COF	18	4,6	25,6	9-27
Matières en suspension	33	12,8	38,8	8-58

* On suppose une distribution normale des valeurs.

TABLEAU 5.10 VARIATION DE LA QUALITÉ DE L'EFFLUENT - TSH DE 30 MINUTES

Paramètres	Qualité de l'effluent (mg/L)			
	Moyenne	Écart-type	Coefficient de variation (%)	Gamme de confiance à 95%
DCO totale	94	12,4	13,2	70-118
DCO filtrable	57	5,7	10,0	46-68
DBO_5 totale	23	5,1	22,2	13-33
DBO_5 filtrable	6	3,8	63,3	0-13
COF	16	2,7	16,9	11-21
Matières en suspension	28	10,0	35,7	8-48

* On suppose une distribution normale des valeurs.

Comme nous en avons traité à la Section 4.2.5, le coefficient de rendement net et le temps de séjour des matières (TSM) calculés sont fonction du fait que les matières en suspension de l'effluent sont considérées comme de la biomasse en excès, produite par l'oxydation biologique se déroulant dans le réacteur à lit fluidisé. Pour un

système de traitement à croissance biologique en suspension, le TSM classique est calculé selon l'équation suivante:

$$TSM_c = \frac{\text{matières volatiles du bioréacteur}}{\text{matières volatiles perdues dans l'effluent ou volontairement rejetées}} \quad (5.1)$$

On considère, dans ce genre de systèmes, que les matières de l'effluent sont de la biomasse en excès et sont donc incluses à la masse totale des matières biologiques perdues par le système.

Les matières de l'effluent du procédé à lit fluidisé sont en grande partie représentées par des matières de l'alimentation qui n'ont pas été éliminées par le réacteur. Ce phénomène a été démontré par Sutton et coll.[9] et vérifié lors de la présente étude en se basant sur la comparaison des teneurs en ATP des matières de l'alimentation et de l'effluent et de la biomasse du réacteur (Section 7.1). On peut, sur cette base, calculer un TSM modifié en utilisant l'équation:

$$TSM_m = \frac{\text{matières volatiles du bioréacteur}}{\text{matières volatiles volontairement rejetées}} \quad (5.2)$$

Le TSM réel du système (TSM_r), se situera entre le TSM_c et le TSM_m, car une partie des matières de l'effluent est de la biomasse produite par le réacteur biologique. On trouve, en se basant sur les mesures de l'ATP (Section 7.1), que les matières de l'effluent sont constituées d'environ 65 pour cent de matières de l'alimentation non capturées et de 35 pour cent de biomasse arrachée au support du réacteur. Le TSM réel du système peut être estimé en utilisant l'équation suivante:

$$TSM_r = \frac{\text{matières volatiles du réacteur}}{\text{(matières volatiles volontairement rejetées)} + 0{,}35\ \text{(matières volatiles de l'effluent)}} \quad (5.3)$$

Le coefficient de rendement, Y, et le TSM du système présentent une corrélation décrite par l'équation:

$$\frac{A}{M} = \frac{1}{TSM} \cdot \frac{1}{Y} \cdot \frac{1}{E} \quad (5.4)$$

où E est la fraction de la DBO_5 éliminée:

$$E = \frac{DBO_5 \text{ de l'alimentation} - DBO_5 \text{ de l'effluent}}{DBO_5 \text{ de l'alimentation}} \quad (5.5)$$

On a, pour le calcul du Y_c correspondant au TSM classique, déterminé E en se basant sur la DBO_5 totale de l'alimentation et la DBO_5 filtrée de l'effluent en respectant la convention adoptée par la Water Pollution Control Federation et la American Society of Civil Engineers[40]. Mais, pour le calcul de Y_m et de Y_r, correspondant au TSM_m et au TSM_r, l'efficacité de l'élimination de DBO_5 a été basée sur l'élimination de la DBO_5 totale dans tout le système, les matières en suspension de l'effluent n'étant pas considérées comme étant de la biomasse.

Les TSM et les coefficients de rendement calculés selon chaque méthode pour les essais diurnes et des TSH de 20 et 30 minutes sont résumés au Tableau 5.11. Les valeurs des TSM_r et Y_r représentent la meilleure estimation du TSM et du coefficient de rendement du système. Le Tableau 5.11 contient aussi les données correspondantes pour l'essai en état d'équilibre effectué à Orillia, Ontario[25]. Dans ce cas, le Y_c-TSM_c et le Y_m-TSM_m ont été calculés de la même façon que pour la présente étude. Les valeurs estimées de Y_r-TSM_r ont cependant été calculées selon l'hypothèse voulant que la concentration minimum de matières en suspension de l'effluent, mesurée dans des conditions d'exploitation données, représentent l'apport continu de fond de biomasse du réacteur à l'effluent traité.

Le coefficient de rendement Y_r basé sur les données diurnes est typique de ceux signalés pour les systèmes classiques à croissance en suspension pour épuration d'eaux usées municipales. Les coefficients de rendement signalés pour de tels systèmes se placent généralement dans la gamme de 0,50[41] à 0,70 mg MV/mg DBO_5[40]. Les rendements notés pour l'usine pilote de Burlington étaient légèrement supérieurs à ceux signalés par Dorr-Oliver[25]. Sutton et coll.[25] ont affirmé que les rendements plus élevés de Orillia résultaient d'un rapport de matières en suspension et DBO_5 anormalement élevé dans de telles eaux usées.

5.5 Résumé

L'exploitation du système en écoulement diurne variable (pointe/moyen/minimum de 2/1/0,5) et la concentration des eaux usées n'ont pas eu d'effet significatif sur l'oxydation du carbone. Le prélèvement d'échantillons individuels horaires a permis de noter une réaction mesurable de la concentration du carbone organique de l'effluent à la charge organique de pointe, mais la qualité moyenne de l'effluent, basée sur un échantillonnage composite sur 24 heures, ne présentait pas de différence significative par rapport à celle notée en conditions correspondantes à l'équilibre. Le système à lit

TABLEAU 5.11 RENDEMENT NET EN MATIÈRES DU SYSTÈME À LIT FLUIDISÉ

Source	Conditions de fonctionnement				Temps de séjour des matières (jours)			Rendement net (mg MES/mg DBO_5)		
	Temps (°C)	TSH (minutes)	MVL (g/L)	A/M (g/g•j)	TSM_c	TSM_r	TSM_m	Y_c	Y_a	Y_m
Présente étude	16	20	10,46	0,74	2,3	3,4	4,5	0,74	0,65	0,48
	16	30	8,32	0,52	3,6	5,0	6,3	0,58	0,52	0,41
Sutton et coll.[25]	11	26	15,08	0,29	3,8	5,1	6,5	0,99	0,85	0,76
	11	36	11,69	0,18	5,1	6,8	9,5	1,15	0,99	0,82
	21	37	14,56	0,17	8,5	12,0	19,5	0,76	0,61	0,43

fluidisé peut supporter des augmentations relativement importantes de la charge en carbone organique.

L'accroissement de la concentration des eaux usées et de la charge en matières en suspension résultant des conditions d'utilisation diurnes s'est traduit par une détérioration rapide de la qualité de l'effluent en termes de concentration en matières en suspension. L'importance de la réaction était plus significative aux temps de séjour hydraulique les plus courts. Mais, en dépit de la détérioration instantanée de la qualité de l'effluent, la qualité moyenne déterminée à partir d'échantillons composites sur 24 heures prélevés à un TSH moyen de 30 minutes n'était pas significativement inférieure à celle notée en conditions d'exploitation à l'état d'équilibre.

L'exploitation en écoulement variable n'a pas modifié l'efficacité, ce qui simplifie la conception du système à lit fluidisé. Le pompage de recyclage peut être effectué à taux constant, plutôt que d'être varié en continu, en fonction du débit des eaux brutes de façon à maintenir un écoulement hydraulique constant.

La qualité de l'effluent, basée sur la concentration de matières en suspension du réacteur à lit fluidisé, a varié de façon considérable de jour en jour. Cette variation se reflétait aussi dans la DBO_5 totale de l'effluent. L'efficacité de l'oxydation du carbone était relativement stable.

Le rendement en matières est comparable à celui d'un système classique à boues activées utilisé pour le traitement d'eaux usées urbaines ayant subi une décantation primaire. Il se situe dans la gamme de 0,5 à 0,7 g MES par g de DBO_5 éliminé.

6 EFFICACITÉ DU LIT FLUIDISÉ EN CONDITIONS D'EXPLOITATION DYNAMIQUES

La technique d'analyse par séries chronologiques, telle qu'élaborée par Box et Jenkins[37], a été utilisée pour définir de façon plus précise la réaction du système à lit fluidisé en conditions d'exploitation dynamiques et identifier les variables ou les combinaisons de variables qui présentent les effets les plus importants sur la conception et l'exploitation du procédé.

La méthode des séries chronologiques comporte la surveillance des réactions du système à une séquence déjà établie et régulée de perturbations des variables de l'alimentation. Les modèles ainsi obtenus, qui établissent une corrélation entre les réactions de l'effluent et des variables de l'alimentation, permettent de définir les variables les plus importantes modifiant l'efficacité et servent de base à l'évaluation et peut-être à la régulation, du procédé. Ces modèles ne faisant appel qu'à peu de paramètres permettent d'obtenir une bonne approximation d'un système dont la vraie nature est probablement beaucoup plus complexe[37]. Il est possible, à partir des paramètres dynamiques du modèle (δ, ω, b), de calculer des indicateurs du traitement comme la constante du temps de traitement, τ; le gain du procédé en état d'équilibre, g (% de variation de la sortie/% de variation de l'alimentation); et le temps mort du procédé qui ont tous des analogues dans les systèmes mécaniques[37]. Il est possible de prévoir, en utilisant ces valeurs caractéristiques, le temps nécessaire pour atteindre un nouvel état d'équilibre après une variation marquée de l'alimentation ou le temps nécessaire au retour à l'état d'équilibre après une charge choc. Cela s'avère utile à l'analyse descriptive de procédés sensibles aux variations d'alimentation en fonction du temps et à la conception de modes d'utilisation visant, par exemple, à réduire les effets de charges variables ou de choc ou encore à modifier d'autres variables à des fins de régulation. Ces techniques ont, par le passé, été utilisées avec succès pour l'analyse descriptive de procédés de croissance en suspension[38] et de croissance sur films fixes[39]. Cette technique a déjà fait l'objet d'une description[34].

6.1 Protocole expérimental

Celui-ci avait pour objectif l'identification de relations de causes à effets entre:

1) la concentration de carbone organique filtrable de l'effluent (COF_E) et le taux d'alimentation du réacteur (Q_A), la concentration de carbone organique filtrable de l'alimentation (COF_A) et la charge de carbone organique filtrable de traitement (COF_C)
2) la concentration de matières en suspension de l'effluent (MES_E) et le taux d'alimentation du réacteur (Q_A), la concentration de matières en suspension de l'alimentation (MES_A), la charge de matières en suspension du traitement (MES_C) et le rapport de recyclage (Q_R/Q_A).

On a, pour permettre d'estimer avec précision les paramètres des modèles et de distinguer entre les différents modèles, conçu une séquence de perturbations d'alimentation qui permet d'éliminer l'importante corrélation entre le taux d'alimentation du réacteur (Q_A) et les concentrations de COF et de matières en suspension de l'alimentation que l'on note généralement dans les eaux usées urbaines. La concentration de l'alimentation du réacteur a été réglée en diluant l'effluent du décanteur primaire par de l'eau du robinet. Une séquence aléatoire (bruit blanc) a été utilisée pour l'écoulement de l'eau de dilution (Q_D), de façon à obtenir une variation aléatoire des concentrations de COF_A et de MES_A de l'alimentation. On trouvera un schéma de l'appareillage expérimental à la Figure 6.1.

Afin de minimiser les effets adverses possibles d'importantes variations de l'écoulement, on a conçu la séquence des écoulements d'alimentation (Q_A) après dilution, de façon à ce qu'elle soit auto-corrélée et varie plus lentement que les variations aléatoires de concentration. Des limites inférieures et supérieures ont été imposées à l'écoulement de dilution (Q_D) et à l'écoulement d'alimentation (Q_A), de sorte qu'il y ait toujours du carbone organique présent dans l'alimentation du réacteur.

Selon le protocole expérimental, les variables de l'alimentation ont été modifiées toutes les huit minutes pendant 16 heures. Sept minutes après avoir modifié les variables de l'alimentation, l'alimentation et l'effluent étaient échantillonnés et l'on dosait le carbone organique filtrable et les matières en suspension. Chaque douzième échantillon servait à la mesure des DBO_5 totales et filtrables. Le choix de cet intervalle reposait sur le temps de réaction déjà mesuré du procédé à une modification marquée de la concentration du COF de l'alimentation. Le mini-ordinateur à affichage numérique fonctionnant en temps réel a servi à contrôler et à régler de façon précise les pompes d'alimentation, de dilution et de recyclage de l'usine pilote et à enregistrer les données de

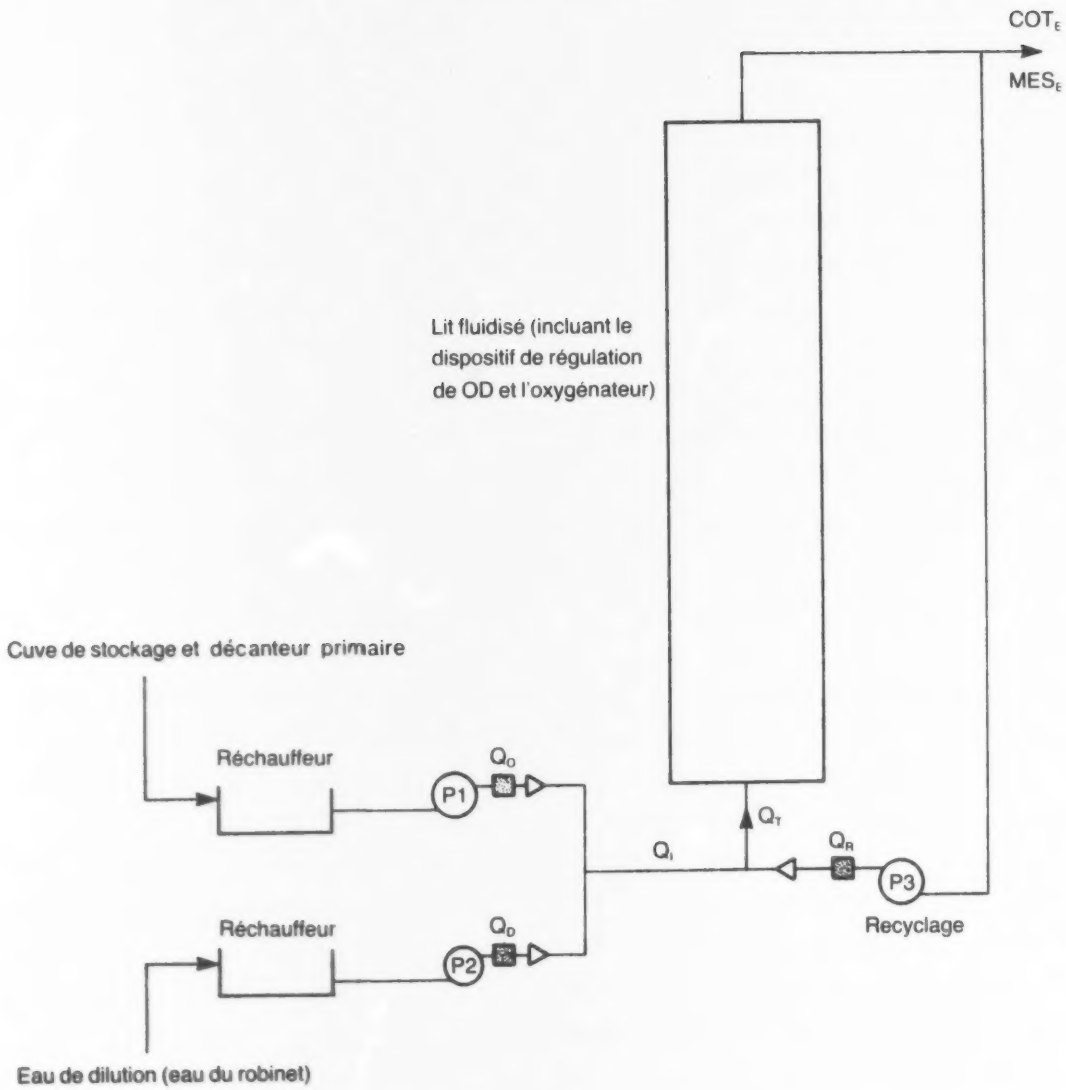

FIGURE 6.1 APPAREILLAGE EXPÉRIMENTAL

trois débitmètres magnétiques. La teneur en OD de l'effluent du réacteur était aussi régulée par le mini-ordinateur.

Les eaux usées stockées pour les essais présentaient une concentration de carbone organique filtrable d'environ 46 mg/L. On a ajouté 40 mg/L de carbone organique, sous forme de dextrose, à l'alimentation, afin d'obtenir une réaction mesurable. La concentration de matières volatiles du lit était de 9,12 g/L.

Les conditions d'exploitation moyennes utilisées pour la modélisation dynamique du lit fluidisé étaient identiques à celles utilisées pour les études de charge diurne en écoulement constant (Chapitre 5). L'oxygénateur et le réacteur biologique ont été exploités en écoulement hydraulique total constant (Q_A-Q_R) en faisant simultanément varier le débit de recyclage (Q_R) en réaction à des perturbations prévues du débit de l'alimentation du réacteur (Q_A). Les conditions d'exploitation moyennes du réacteur étaient:

TSH moyen (lit vide, basé sur Q_A)	=	20 minutes
Écoulement hydraulique total (constant)	=	0,65 $m^3/m^2 \cdot min$
Rapport de recyclage moyen (Q_R/Q_A)	=	3
Concentration moyenne de OD dans l'effluent	=	5 mg/L
Température	=	16°C

6.2 Résultats expérimentaux

Les séquences de la concentration de COF et du débit (Q_A) de l'alimentation et les réactions du système, en termes de concentration de COF de l'effluent, sont présentées à la Figure 6.2. Les données correspondantes pour les matières en suspension sont présentées à la Figure 6.3. La régulation en temps réel, par ordinateur, des diverses pompes d'alimentation a permis d'obtenir une très bonne concordance entre les débits d'alimentation théoriques et réels, les pompes réagissant de façon rapide et précise à chaque modification de l'écoulement (Figure 6.4). L'étude des données du débit réel d'alimentation (Q_A) a permis de noter que celui-ci était auto-corrélé, comme prévu. Il n'y avait pas de corrélation significative entre la concentration de l'alimentation (COF_A, MES_A) et le débit de l'alimentation. La nature aléatoire des séquences des concentrations réelles de l'alimentation a été vérifiée à l'aide des données expérimentales.

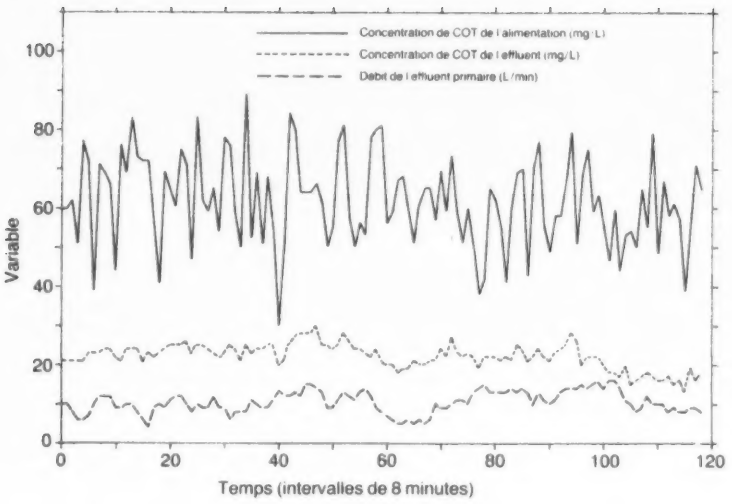

FIGURE 6.2 RÉACTION DE LA CONCENTRATION DU COT DE L'EFFLUENT

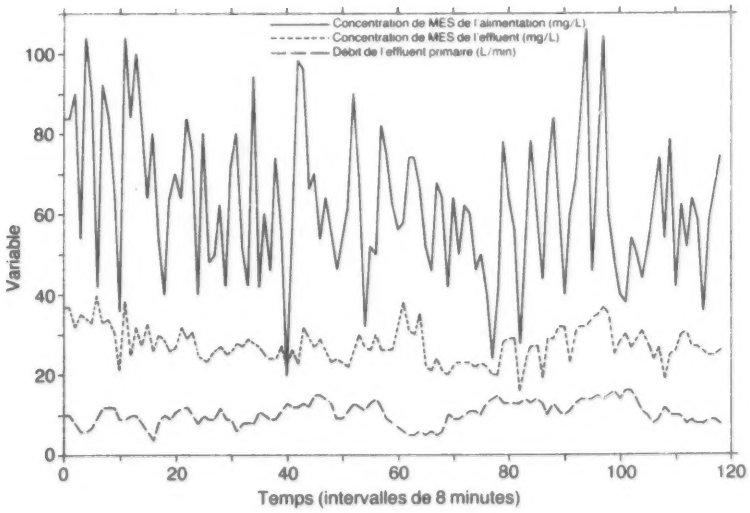

FIGURE 6.3 RÉACTION DE LA CONCENTRATION DE MATIÈRES EN SUSPENSION DE L'EFFLUENT

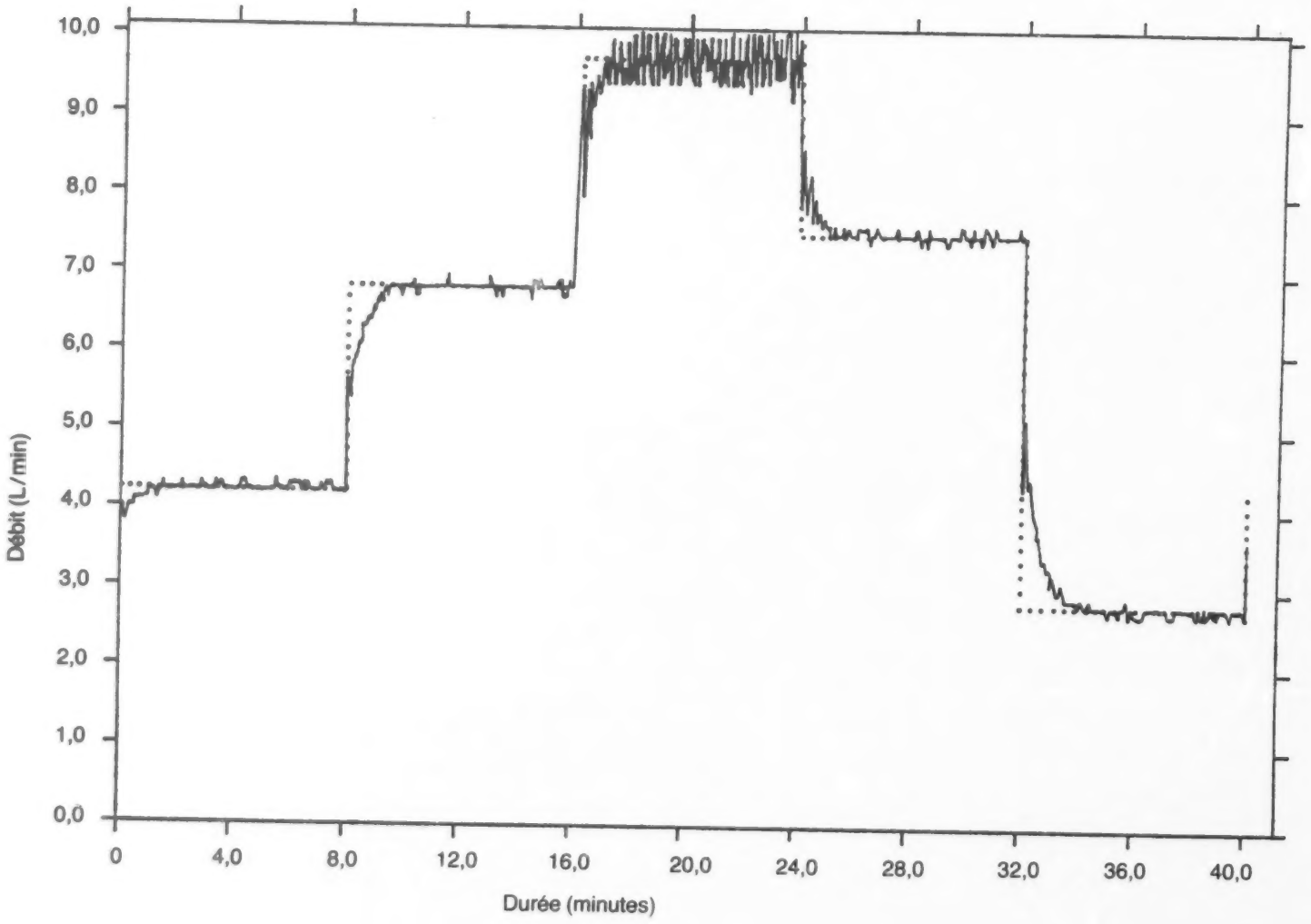

FIGURE 6.4 RÉACTION TYPE DU DÉBIT LORS DES ÉTUDES DE SÉRIES CHRONOLOGIQUES

Une étude itérative, basée sur la réaction mesurée du traitement par lit fluidisé, a été utilisée pour élaborer des modèles discrets dynamiques "fonction de transfert-bruit" se présentant sous la forme:

$$Y_t = \frac{(\omega_0 - \omega_1 B - \omega_2 B^2 - \ldots\ldots - \omega_s B^s)B^b}{(1-\delta_1 B-\delta_2 B^2-\ldots\ldots-\delta_r B^r)} X_t + \frac{(1-\theta_1 B-\ldots\ldots-\theta_q B^q)}{(1-B)^d (1-\phi_1 B-\ldots\ldots-\phi_p B^p)} a_t \quad (6.1)$$

où Y_t = réaction du système (écart à la moyenne) au temps t,

X_t = alimentation du système (écart à la moyenne) au temps t,

δ, ω = paramètres de la fonction de transfert,

r,s = ordres de la fonction de transfert,

b = retard du système

B = opérateur retour arrière, par ex. $B^n Y_t = Y_{t-n}$

θ, ϕ = paramètres du bruit,

p,d,q = ordres du bruit,

a_t = séquence de bruit blanc à moyenne zéro et variance constante.

Les formes des modèles de fonctions de transfert ont été identifiées sur la base de la corrélation croisée entre les variables d'entrée du système et les réactions à la sortie. Les formes des modèles de bruit ont été identifiées à partir des résidus des modèles des fonctions de transfert ajustés. Les paramètres des modèles réunis "fonction de transfert-bruit" ont été estimés par les moindres carrés non linéaires et la congruité des modèles a été contrôlée par des vérifications portant sur les résidus finals.

6.3 Fonctions de corrélation croisée

La fonction de corrélation croisée entre les variables de l'alimentation et les réactions de l'effluent indique si une réaction de sortie donnée présente une relation statistique avec des variations d'une variable donnée de l'alimentation. L'existence d'une corrélation significative entre la variable d'entrée X et une réaction de sortie Y indique généralement une relation de cause à effet, si une méthode statistique appropriée a été utilisée[37].

Les corrélations croisées entre le COF de l'effluent et les variables de l'alimentation (COF_A, COF_C, Q_A) sont présentées à la Figure 6.5. Les données indiquent que, au niveau de confiance de 95 pour cent, la réaction du COF de l'effluent présente une corrélation significative avec la concentration du COF de l'alimentation (COF_A), le taux

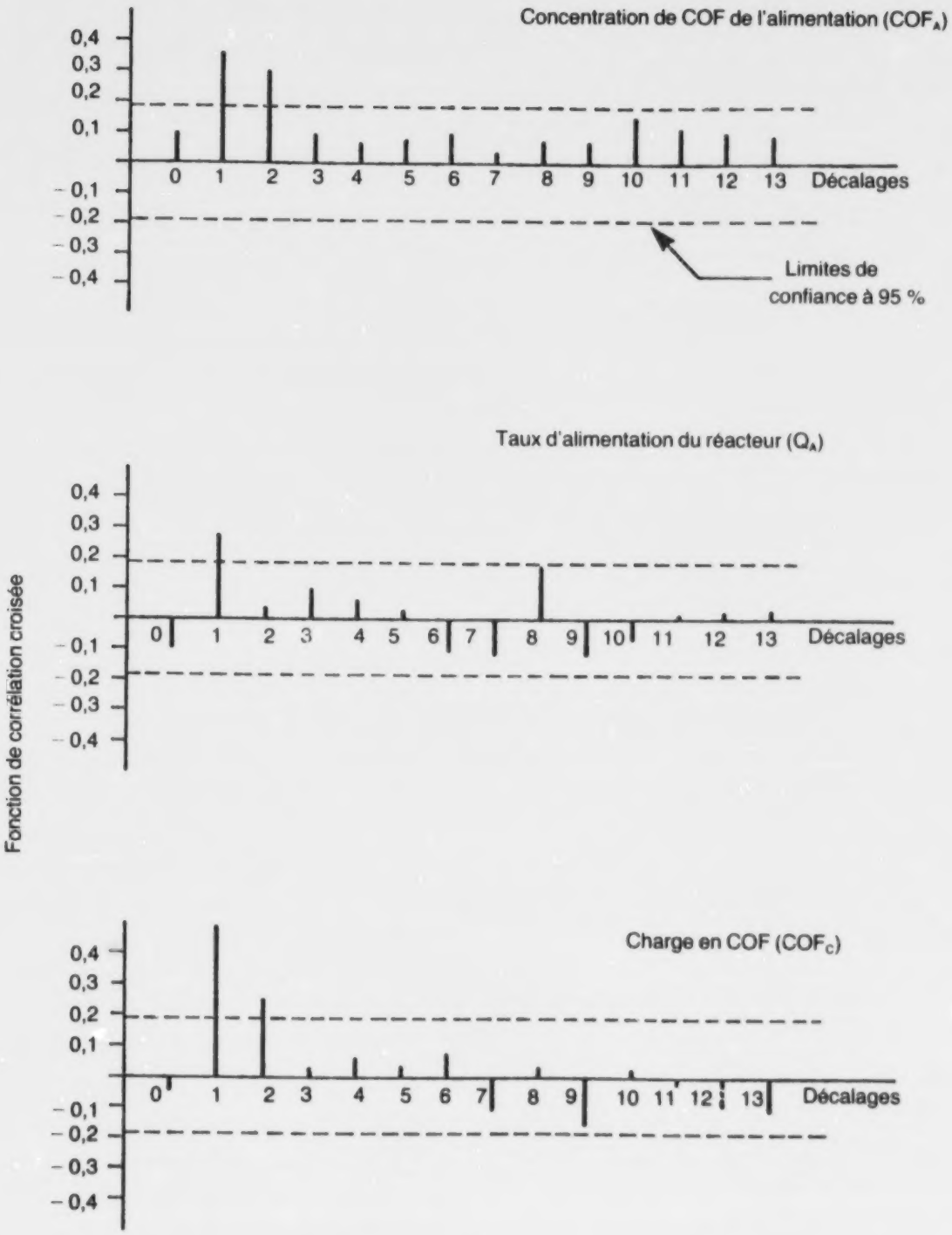

FIGURE 6.5 CORRÉLATION CROISÉE ENTRE LES VARIABLES DE L'ALIMENTATION ET LA CONCENTRATION DU COF DE L'EFFLUENT

d'alimentation du réacteur (Q_A) et la charge de carbone organique du système (COF_C). La corrélation entre le débit et le COF de l'effluent est cependant relativement faible.

Des fonctions de corrélation croisée semblables établissant un rapport entre la réaction des matières en suspension de l'effluent et les variables de l'alimentation sont présentées à la Figure 6.6. Il apparaît ainsi que la concentration des matières en suspension de l'effluent (MES_E) est modifiée de façon significative par la concentration des matières en suspension de l'alimentation (MES_A) et la charge de matières en suspension du système (MES_C). On ne notait cependant aucune corrélation significative entre la concentration de matières en suspension de l'effluent et le taux d'alimentation du réacteur (Q_A) ou le rapport de recyclage (Q_R/Q_A). La corrélation entre la concentration de matières en suspension de l'effluent et la charge de matières en suspension du système est relativement faible.

La qualité de l'effluent, en terme des concentrations de carbone organique, est donc le plus significativement modifiée par la charge de carbone organique du système et la concentration de carbone organique de l'alimentation, le taux d'alimentation du réacteur présentant un effet moins important.

Du point de vue de la concentration de matières en suspension de l'effluent, c'est la concentration de matières en suspension de l'alimentation qui présente l'effet le plus significatif. La charge du système (MES_C) influe cependant aussi sur la réaction du système. On trouvera un résumé des résultats obtenus au Tableau 6.1.

Les concentrations de carbone organique présentent une importante corrélation avec la DBO_5 totale et la DBO_5 filtrée. Cela était prévisible, la source d'alimentation étant des eaux résiduaires stockées auxquelles on avait ajouté du dextrose et qui avaient été diluées (Figure 6.7). Les corrélations croisées notées entre les variables d'entrée et la réaction du système en terme le COF_E seraient aussi valables pour la réaction des DBO_5 totale et filtrée.

6.4 Élaboration de modèles dynamiques

On a, à partir des réactions mesurées, élaboré des modèles "fonction de transfert-bruit" établissant une relation entre la réaction de l'effluent, en termes de concentrations de COF et de matières en suspension, et les variables d'entrée présentant une corrélation significative. Huit modèles, à entrée simple et multiple, ont été élaborés et comparés par étude des sommes des carrés résiduelles. Des vérifications portant sur

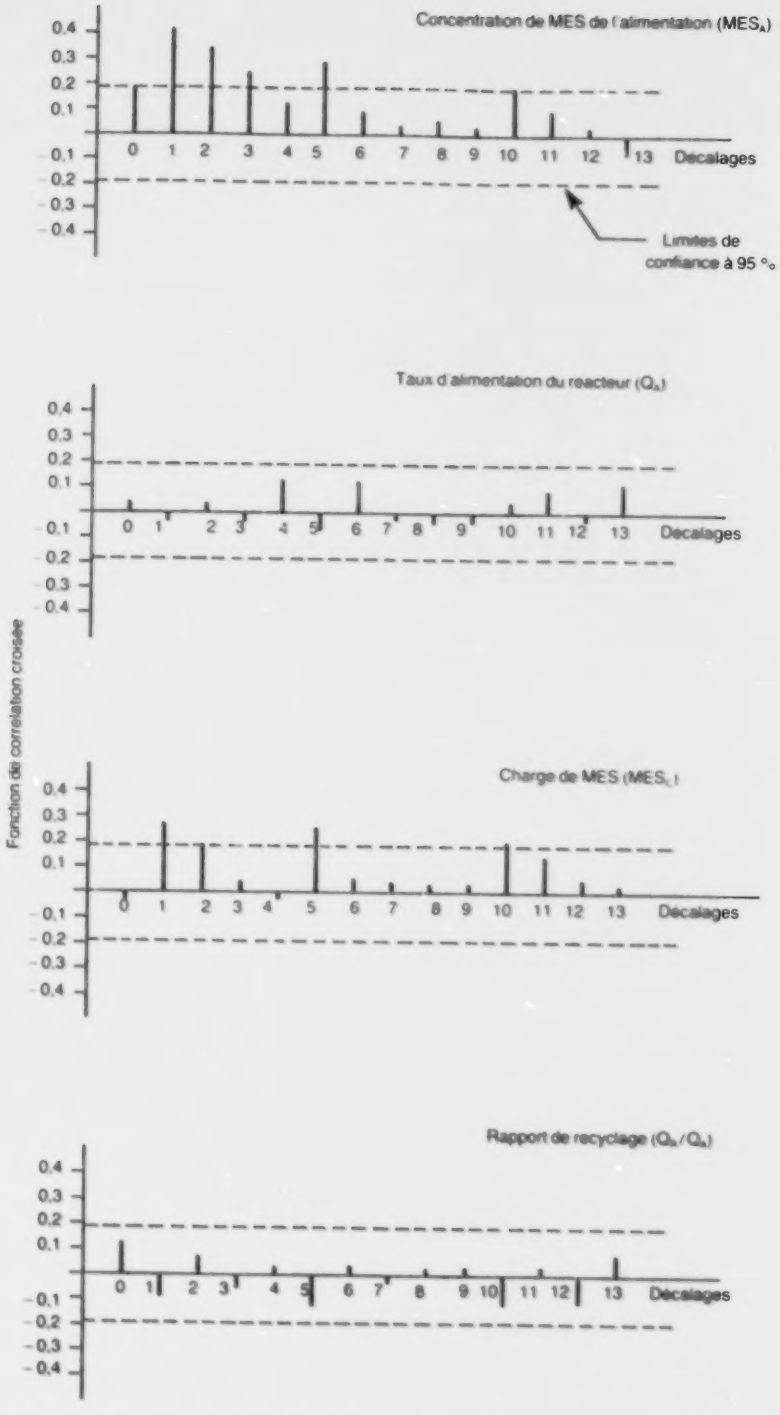

FIGURE 6.6 CORRÉLATION CROISÉE ENTRE LES VARIABLES DE L'ALIMENTATION ET LA CONCENTRATION DE MES DE L'EFFLUENT

TABLEAU 6.1 RÉSUMÉ DES RÉSULTATS OBTENUS PAR CORRÉLATION CROISÉE

Variable d'entrée	Réaction de sortie	Corrélation significative (confiance de 95%)
Concentration du COF (COF_A)	Concentration du COF (COF_E)	Oui
Charge de COF (COF_C)	Concentration du COF (COF_E)	Oui
Débit (Q_A)	Concentration du COF (COF_E)	Oui
Concentration de MES (MES_A)	Concentration de MES (MES_E)	Oui
Charge de MES (MES_C)	Concentration de MES (MES_E)	Oui
Débit (Q_A)	Concentration de MES (MES_E)	Non
Rapport de recyclage (Q_R/Q_A)	Concentration de MES (MES_E)	Non

les résidus des modèles ont montré que chaque modèle décrivait adéquatement les données expérimentales.

Les modèles "fonction de transfert-bruit" décrivant la réaction de COF sont présentés au Tableau 6.2.

La réaction du carbone organique filtrable de l'effluent a été la mieux décrite par un modèle à entrée multiple à trois variables réunissant les effets de la concentration de carbone organique filtrable, de la charge de COF et du débit de l'effluent. On ne notait cependant pas, au niveau de confiance de 95%, de différence significative entre ce modèle et le modèle de charge de COF. Sur la base d'un test "F", au même niveau de confiance, les modèles de concentration de COF et de débit s'avéraient statistiquement inférieurs au modèle à entrée multiple et au modèle de la charge.

Pour le modèle à entrée multiple à trois variables du carbone organique filtrable, on a centré aux environs de zéro la limite de confiance du paramètre décrivant l'effet du débit sur la réaction du système. L'élimination du terme débit du modèle à entrée multiple et une nouvelle estimation des paramètres ont provoqué un accroissement des sommes des carrés résiduelles, la différence n'était pas significative au niveau de confiance de 95 pour cent. Le modèle à entrée multiple à deux variables résultant, après exclusion de l'effet du débit, présentait environ la même somme des carrés résiduelle que le modèle de la charge de COF.

On trouvera au Tableau 6.3 les modèles "fonction de transfert-bruit" élaborés pour décrire la réaction des matières en suspension de l'effluent. La réaction de la concentration de matières en suspension de l'effluent a été la mieux décrite par un modèle

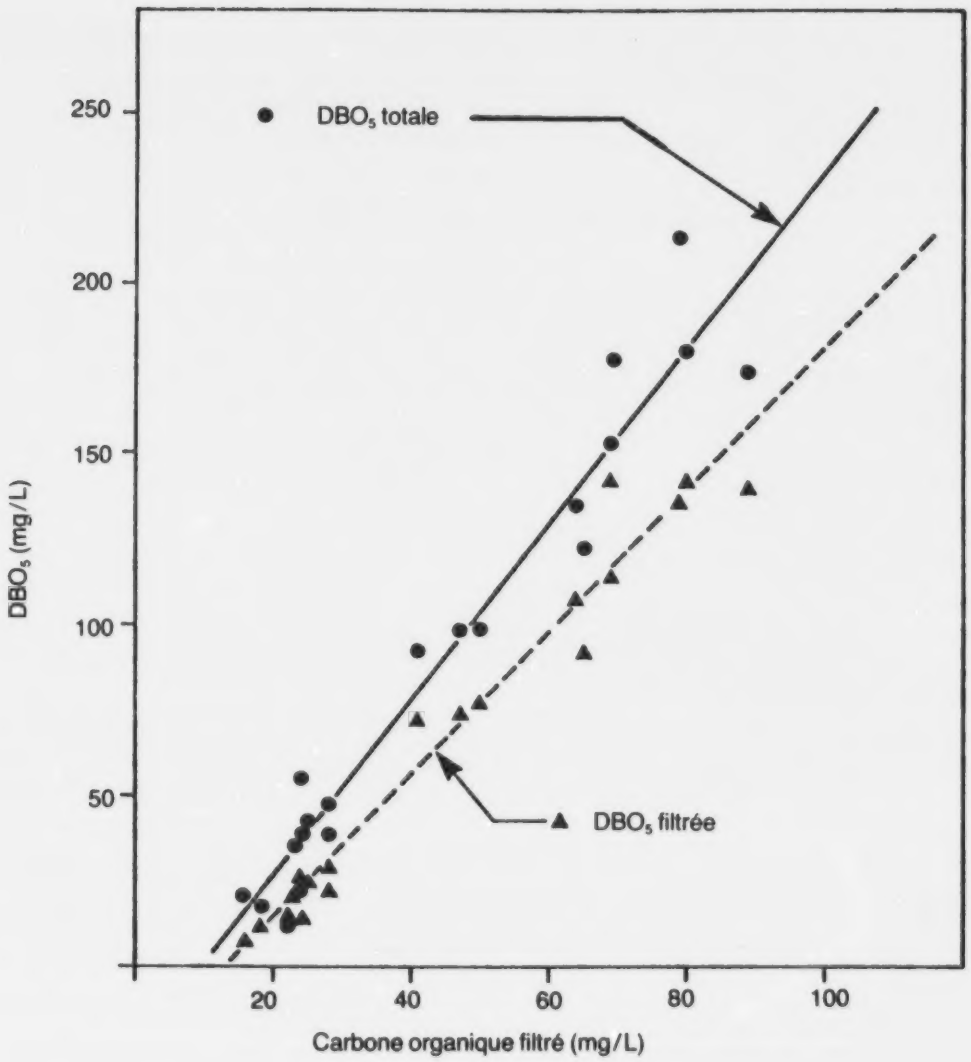

FIGURE 6.7 RELATION ENTRE LA DBO_5 ET LA CONCENTRATION DE CARBONE ORGANIQUE

TABLEAU 6.2 MODÈLES "FONCTION DE TRANSFERT-BRUIT" POUR LA RÉACTION DU COF

Variable d'entrée	Forme du modèle	Somme des carrés résiduelle
Concentration du COF (COF_A)	$(COF_E)_t = \frac{0,074B}{1-0,476B}(COF_A)_t + \frac{(1-0,447B)}{(1-B)}a_t$	316
Débit (Q_A)	$(COF_E)_t = 0,324B\,(Q_A)_t + \frac{(1-0,544B)}{(1-B)}a_t$	387
Charge de COF (COF_A)	$(COF_E)_t = \frac{0,0062B}{1-0,436B}(COF_C)_t + \frac{(1-0,599B)}{(1-B)}a_t$	250
Entrée multiple (COF_A,Q_A,COF_C)	$(COF_E)_t = \frac{0,028B}{1-0,960B}(COF_A)_t + \frac{0,0059B}{1-0,468B}(COF_C)_t - 0,0466\,(Q_A)_t + \frac{1}{1-0,377B-0,399B^2}a_t$	238
Entrée multiple (COF_A,COF_C)	$(COF_E)_t = \frac{0,021B}{1-0,454B}(COF_A)_t + \frac{0,0055B}{1-0,512B}(COF_C)_t + \frac{1}{1-0,434B-0,457B^2}a_t$	249

TABLEAU 6.3 MODÈLE "FONCTION DE TRANSFERT-BRUIT" POUR LA RÉACTION DES MES

Variable d'entrée	Forme du modèle	Somme des carrés résiduelle
Concentration de MES (MES_A)	$(MES_E)_t = \frac{0{,}082B}{1-0{,}390B}(MES_A)_t + a_t$	1604
Charge de MES (MES_C)	$(MES_E)_t = \frac{0{,}0046B}{1-0.430B}(MES_C)_t + a_t$	1692
Entrée multiple (MES_A, MES_C)	$(MES_E)_t = \frac{0{,}067B}{1-0{,}559B}(MES_A)_t + \frac{0{,}0014B}{1-0{,}884B}(MES_C)_t + \frac{1}{1-0{,}087B}a_t$	1406

à entrée multiple à deux variables réunissant l'effet de la concentration des matières en suspension de l'alimentation et celui de la charge massique des matières en suspension de l'alimentation. Le modèle était statistiquement supérieur, au niveau de confiance de 95 pour cent, à chacun des modèles à entrée simple. Il n'y avait pas de différence statistiquement significative entre les modèles à entrée simple pour les matières en suspension.

6.5 Vérification des modèles

Tous les modèles dynamiques élaborés ont été évalués par la comparaison des réactions prévues avec celles mesurées en conditions de charge diurnes (Chapitre 5). Les conditions d'écoulement diurnes de l'alimentation, la concentration et la charge ont été insérées dans les modèles de fonction de transfert, les termes bruit (a_t) étant réglés à zéro, et l'on a comparé la qualité prévue de l'effluent du lit fluidisé (COF_E, MES_E) avec la qualité de l'effluent mesurée. On a, pour la vérification du modèle, utilisé les données sur l'alimentation et l'effluent du 20 juin (Figure 5.3), celles-ci ayant été recueillies durant les conditions de charge hydraulique totale constante utilisées pendant l'élaboration des modèles dynamiques.

Les résultats du processus de vérification du modèle pour le carbone organique filtrable de l'effluent sont présentés à la Figure 6.8.

Le modèle à entrée multiple à trois variables de la fonction de transfert du COF a permis de mieux prévoir la concentration du COF de l'effluent que le modèle à entrée multiple à deux variable (Q_A) et de l'estimation d'un paramètre supplémentaire. Le modèle à trois variables permettait d'effectuer une meilleure prévision, mais les estimations de paramètres du modèle à deux variables correspondaient mieux à celles des modèles à entrée simple et semblaient mieux décrire la dynamique du traitement. Les modèles de fonction de transfert à entrée simple basés sur la concentration, la charge ou l'écoulement de l'alimentation donnaient des prévisions significativement inférieures. L'élimination du carbone organique filtrable est donc mieux décrite par une relation tenant compte des effets de la concentration et de la charge massique de COF.

Les résultats de la vérification de modèle pour les matières en suspension de l'effluent sont présentés à la Figure 6.9. Le sable du séparateur n'a pas été retourné dans le réacteur pendant les essais par séries chronologiques. Les concentrations pics de matières de l'effluent n'ont donc pas été prises en considération lors de la modélisation dynamique effectuée pendant les études de charge diurne. On a, pour la vérification des

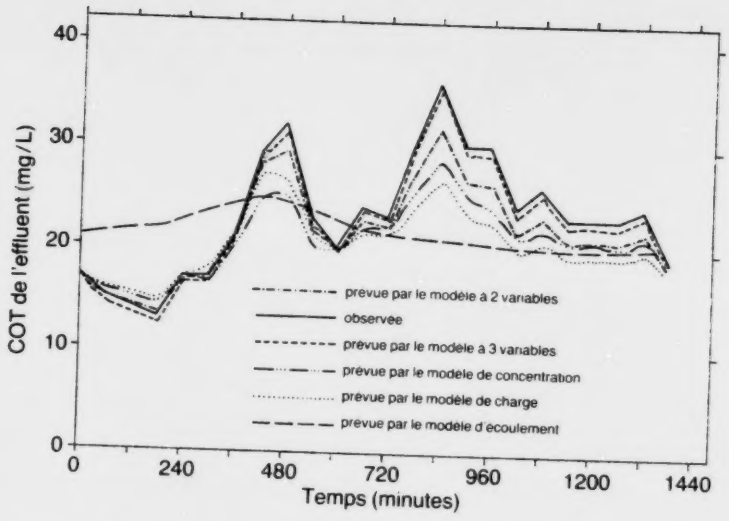

FIGURE 6.8 COMPARAISON DE RÉACTIONS PRÉVUES ET OBSERVÉES DU COT DE L'EFFLUENT

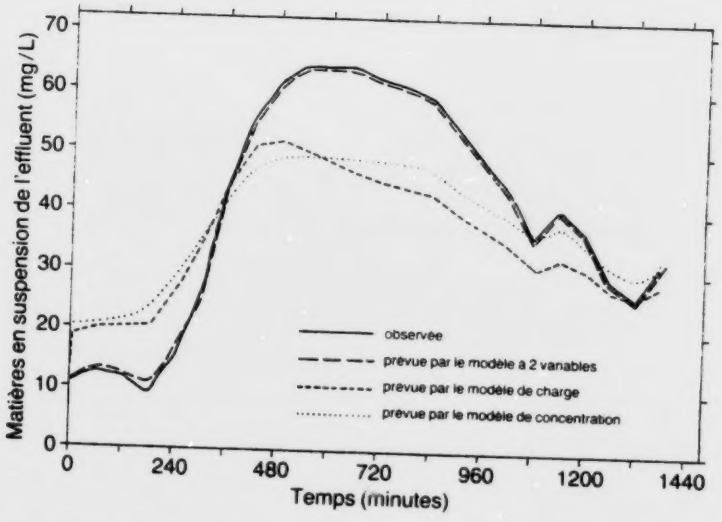

FIGURE 6.9 COMPARAISON DES RÉACTIONS PRÉVUES ET OBSERVÉES DE MATIÈRES EN SUSPENSION DE L'EFFLUENT

modèles, éliminé des données expérimentales du 20 juin les effets sur la concentration des matières en suspension de l'effluent de la remise en place du sable en interpolant une courbe lisse pour représenter la concentration entre 15 et 17 heures.

Les modèles dynamiques individuels, exclusivement basés sur la concentration de matières en suspension ou la charge de matières de l'alimentation, présentaient des carences similaires quant à la prévision de la réaction de la concentration de matières en suspension de l'effluent tout comme c'était le cas pour la prévision de la concentration du COF de l'effluent par les modèles à entrée simple. Les deux modèles de fonction de transfert à entrée simple sous-estimaient le gain du système en charge de pointe. Le modèle dynamique à entrée multiple permettait d'améliorer de façon appréciable la précision de la prévision de la réaction du système. On a conclu que la concentration des matières en suspension de l'effluent était aussi fonction de la concentration et de la charge massique de matières.

6.6 Résumé

L'analyse par séries chronologiques du système a montré que la qualité de l'effluent, en termes de la concentration de carbone organique filtrable, était surtout fonction de la concentration du COF de l'alimentation et de la charge du COF du système. La charge hydraulique (Q_A) avait un effet moins important. La concentration de matières en suspension de l'effluent est aussi fonction de la concentration de l'alimentation et de la charge de MES du système.

Ces résultats correspondent généralement à ceux obtenus lors des études en état de pseudo-équilibre (Chapitre 4). Des variables étudiées en conditions de pseudo-équilibre, la DBO_5 totale et la DBO_5 filtrée de l'effluent étaient celles qui présentaient les corrélations les plus significatives avec les concentrations correspondantes de l'alimentation. La charge du système et le temps de séjour hydraulique (TSH) présentaient aussi une corrélation significative avec la qualité de l'effluent, celle de la charge étant plus prononcée. Selon la modélisation dynamique, la concentration de matières en suspension de l'effluent présentait la plus grande corrélation avec la concentration de l'alimentation. La qualité de l'effluent était aussi fonction de la charge du système et du temps de séjour hydraulique, en conditions de pseudo-équilibre.

Il est difficile d'établir une comparaison directe avec les réactions signalées pour d'autres systèmes biologiques dont on a effectué la modélisation au Centre technique des eaux usées en faisant appel aux mêmes techniques[38,39]. Aucune modélisation des

réactions des matières en suspension de l'effluent de traitement par boues activées ou contacteurs biologiques rotatifs n'a été effectuée.

La réaction de la concentration de carbone organique filtrable de l'effluent n'a, dans les deux cas, été modélisée que pour la charge de COF du système, car les modèles dynamiques basés sur la concentration du COF de l'alimentation signalés se sont avérés moins précis pour la prévision de la réaction de l'effluent. Aucun modèle à entrée multiple n'a été signalé. La vérification de modèle pour le contacteur biologique rotatif (CBR) a été basée sur le modèle combiné "fonction de transfert-bruit", tandis que le seul terme de la fonction de transfert du modèle identifiant la dynamique du traitement a été utilisé dans le cas du lit fluidisé. L'utilisation de la fonction de transfert permet d'obtenir une meilleure indication de la capacité du modèle à simuler le processus dynamique sous-jacent.

Les gains de traitement en état d'équilibre signalés[39] pour les modèles de charge des systèmes à boues activées et par CBR pour l'élimination du carbone organique des eaux usées domestiques étaient respectivement de 0,026 et 0,048 min/L, la réaction du CBR s'avérant plus importante et plus rapide. On note, comme point de comparaison, que le gain du modèle de charge de COF à entrée simple du lit fluidisé était d'environ 0,011 min/L, ce qui indique une réaction inférieure à une modification unitaire de la charge du traitement comparativement aux systèmes par boues activées ou par contacteur biologique rotatif. Le gain du modèle à entrée simple était le même que le gain de 0,011 min/L correspondant au terme de charge du modèle à entrée multiple à deux variables. Le modèle de charge de COF à entrée simple du lit fluidisé sous-estimait cependant le gain à cause de l'effet additionnel de la concentration du COF de l'alimentation sur la réaction de l'effluent. Le gain du système, basé sur le modèle à entrée simple de la concentration de l'alimentation, était d'environ 0,14, comparativement à 0,20 pour le CBR. Le gain, lors de l'essai par entrée multiple et réestimation des paramètres du modèle, a été réduit à 0,038, à cause du terme concentration, mais le paramètre estimé était relativement imprécis. En situations opérationnelles, l'accroissement de la charge du système résulte d'augmentation de la concentration et du débit de l'alimentation, et ces deux facteurs doivent être pris en considération lors de la prévision de la réaction.

Il est aussi intéressant d'estimer les constantes de temps des modèles à deux variables où, pour les systèmes d'ordre premier identifiés ici par des intervalles d'échantillonnage de huit minutes, la constante de temps (τ) en minutes est définie par:

$$\tau = -8,0/\ln \delta_1$$

Les constantes de temps sont respectivement de 10,1 et 12 minutes pour les termes concentrations de COF et charge. Cela indique que 63,2 pour cent de la réaction du lit fluidisé à une variation en palier de la concentration de l'alimentation se produira en moins de 10,1 minutes et que 95 pour cent de la réaction, essentiellement une réaction complète, se produira en environ trois constantes de temps, soit 30,3 minutes, et tendra de façon exponentielle vers la valeur d'équilibre définitive. Une analyse semblable est effectuée pour le terme charge. Les modèles discrets de fonction de transfert identifiés pour les systèmes CBR et à boues activées[39] étant d'ordre zéro, leurs constantes de temps ne peuvent être identifiées, mais on pense qu'elles seraient passablement plus importantes que celles du lit fluidisé.

7 CARACTÉRISTIQUES ET TRAITABILITÉ DES MATIÈRES DE L'EFFLUENT DU LIT FLUIDISÉ

Comme cela a été traité en détail au Chapitre 4 et signalé par d'autres chercheurs s'intéressant à l'évaluation de la technique du lit fluidisé[10,25], la charge théorique du système est fonction de la capacité du lit fluidisé à éliminer les matières en suspension. Les matières en suspension résiduelles de l'effluent traité représentent une fraction appréciable de la DBO_5 totale de l'effluent final. Les connaissances touchant la nature et la traitabilité des matières en suspension de l'effluent sont donc importantes pour l'application de la technologie du lit fluidisé.

7.1 Caractéristiques des matières de l'effluent du lit fluidisé

Dans les systèmes à croissance en suspension, comme les boues activées, les matières en suspension de l'effluent sont considérées comme de la biomasse perdue par le réacteur biologique au niveau du décanteur secondaire. Murphy et Wilson[34] ont cependant démontré, en se basant sur l'absorption d'oxygène par les matières de l'alimentation, de l'effluent et de la biomasse d'un CBR, que les matières de l'effluent étaient surtout des matières de l'alimentation non éliminées dans le réacteur. Le système à lit fluidisé étant aussi un procédé de traitement par film biologique fixe, les matières de l'alimentation peuvent représenter une grande partie des matières résiduelles de l'effluent traité.

Pour évaluer la nature des matières en suspension de l'effluent du lit fluidisé, on a comparé les teneurs en adénosine triphosphate (ATP) des matières de l'alimentation, des matières de l'effluent et de la biomasse du réacteur. La teneur en ATP fournit une indication qualitative de la fraction de biomasse viable présente[35]. Les méthodes analytiques ont été décrites ailleurs[36].

Les teneurs en ATP de l'alimentation, de l'effluent et de la biomasse du lit fluidisé sont présentées sous forme d'une courbe de probabilité à la Figure 7.1 et les valeurs sont présentées sous forme résumée au Tableau 7.1. Au niveau de confiance de 95 pour cent, les trois sources de matières particulées présentaient des teneurs d'ATP significativement différentes par milligramme de matières en suspension. La teneur d'ATP des matières de l'effluent est significativement moins importante que celle de la biomasse. Ces résultats pourraient indiquer qu'une quantité appréciable de la matière particulée de l'alimentation traverse le réacteur à lit fluidisé et est mesurée sous forme

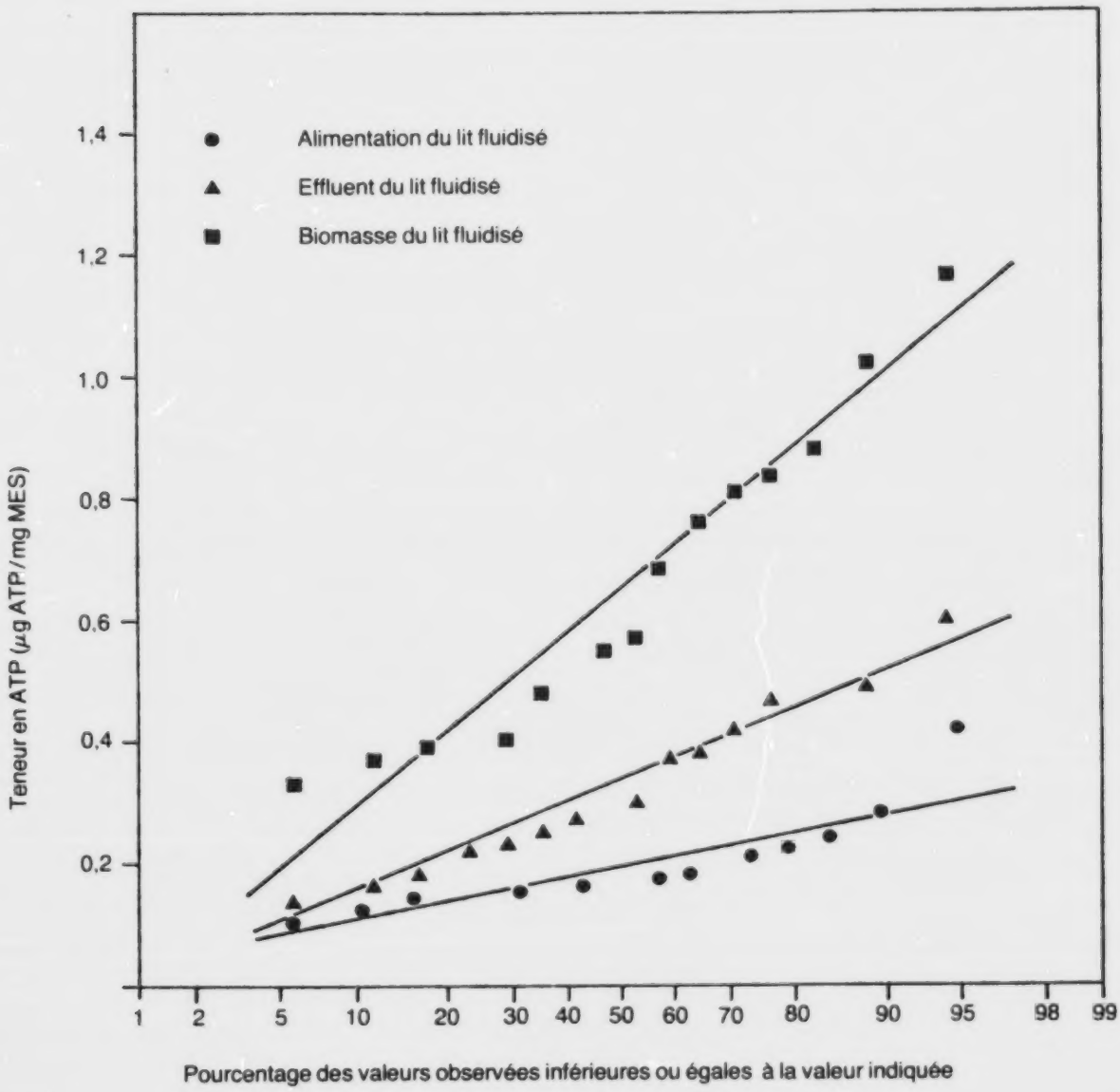

FIGURE 7.1 COMPARAISON DES TENEURS EN ATP DE L'ALIMENTATION, DE L'EFFLUENT ET DE LA BIOMASSE

TABLEAU 7.1 COMPARAISON DES TENEURS EN ATP DES MATIÈRES DE L'ALIMENTATION, DE L'EFFLUENT ET DU RÉACTEUR

Source des matières particulées	Nombre d'observations	Teneur en ATP (µg/mg MES)	
		Valeur médiane	90%*
Alimentation du lit fluidisé	18	0,19	0,28
Effluent du lit fluidisé	16	0,34	0,52
Biomasse du lit fluidisé	16	0,65	1,01

* 90% des valeurs observées sont égales ou inférieures à la valeur indiquée.

de matières en suspension de l'effluent. Une conclusion semblable a été tirée par Sutton et coll.[9] qui se sont basés sur la consommation d'oxygène par les matières de l'alimentation et de l'effluent et la biomasse du réacteur.

Les valeurs relatives à l'ATP et aux matières en suspension de l'effluent du lit fluidisé indiquent une tendance vers une plus importante teneur d'ATP par unité de masse de matières en suspension à mesure que la concentration des matières en suspension de l'effluent décroît (Figure 7.2). Il semble, bien que les données soient très dispersées, que les matières biologiques du lit représentent une plus grande fraction des matières totales de l'effluent, à mesure que la concentration des matières de l'effluent diminue.

On a tenté, lors de la phase d'échantillonnage et d'analyse du lit fluidisé, d'estimer les effets des conditions d'exploitation du lit fluidisé sur les caractéristiques des matières de l'effluent, selon les teneurs en ATP. Il est impossible de tirer des conclusions, les données étant insuffisantes.

Il serait nécessaire d'effectuer d'importants travaux de recherche portant sur les effets de divers facteurs sur la teneur en ATP des cellules bactériennes, afin de confirmer la validité d'une comparaison directe des teneurs en ATP de l'alimentation et de l'effluent, mais un simple équilibre de masse portant sur l'ATP indique que les matières de l'alimentation représentent en moyenne environ 65 pour cent des matières de l'effluent, ceci dans la gamme des conditions d'exploitation du lit fluidisé.

7.2 Traitabilité des matières de l'effluent du lit fluidisé

7.2.1 Décantation. Les échantillons provenant du système à lit fluidisé étaient laissés à décanter en mode statique pendant 30 minutes et l'on mesurait ensuite la

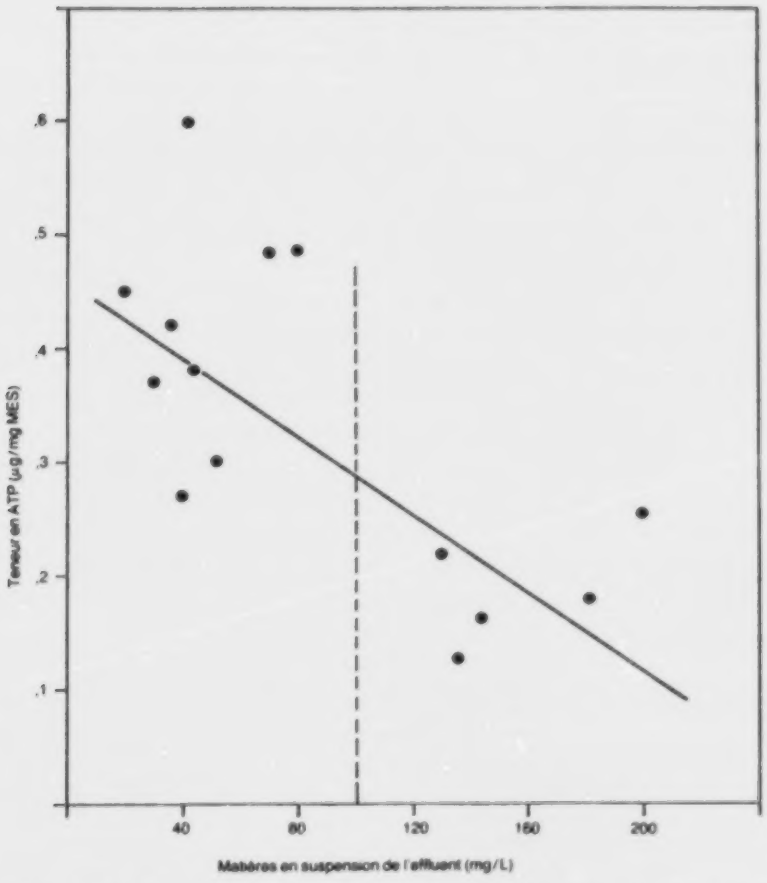

FIGURE 7.2 RAPPORT ENTRE LA CONCENTRATION DE MATIÈRES EN SUSPENSION DE L'EFFLUENT ET LA TENEUR EN ATP

qualité du surnageant. On trouvera à la Figure 7.3 les effets de la décantation sur la concentration des matières en suspension de l'effluent et à la Figure 7.4 les effets sur la DBO_5 de l'effluent. La qualité de l'effluent non décanté et de l'effluent décanté du lit fluidisé est comparée au Tableau 7.2. Ces données représentent la qualité de l'effluent du lit fluidisé dans la gamme des conditions d'exploitation des essais en condition d'équilibre (Chapitre 4).

Trente minutes de décantation statique ne suffisaient pas à améliorer la qualité de l'effluent du lit fluidisé suffisamment pour respecter une norme de qualité de 15 mg/L de DBO_5 et de 15 mg/L de matières en suspension.

7.2.2 Coagulation chimique. Une brève évaluation des possibilités de la coagulation chimique des matières de l'effluent du lit fluidisé a été effectuée. Des tests de

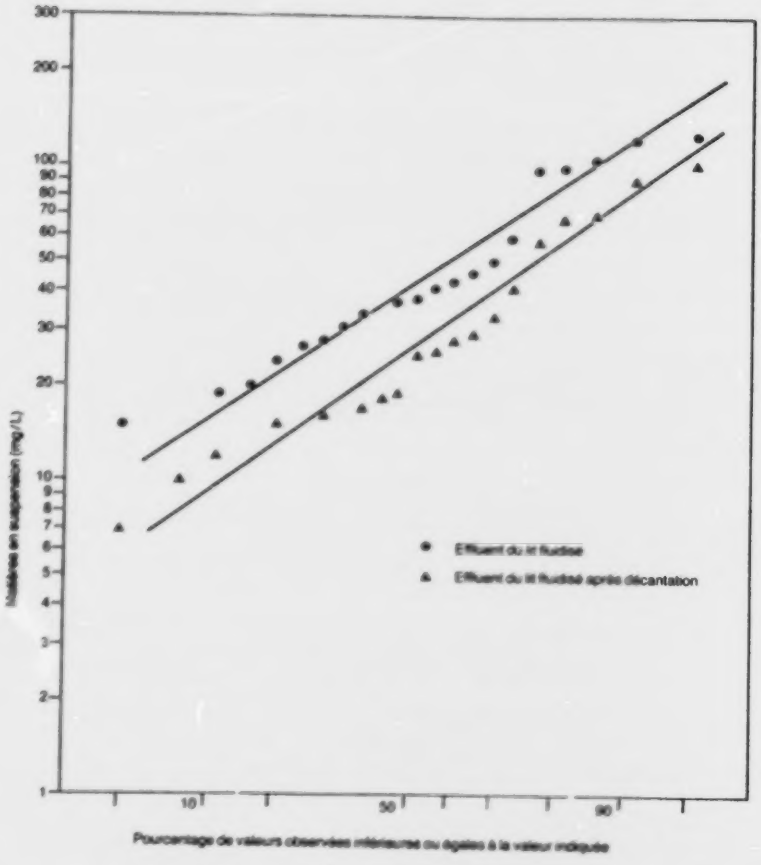

FIGURE 7.3 EFFET DE LA DÉCANTATION SUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DE L'EFFLUENT DU LIT FLUIDISÉ

coagulation ont été réalisés, une seule fois, à l'usine pilote Oxitron de la Dorr-Oliver à Orillia. Cette usine à échelle pilote a été décrite ailleurs[9,25,26].

On a, au cours des tests de coagulation, évalué divers coagulants chimiques dont:

1) un copolymère cationique acrylamide de masse moléculaire élevée (Aquafloc 6461),
2) un polymère cationique polyamine de charge élevée et de masse moléculaire importante (Aquaflor 431),
3) une polyamine cationique de charge élevée, de masse moléculaire importante, associée à un polyacrylamide anionique (Aquafloc 6466),
4) de l'alun utilisé avec divers polymères anioniques,

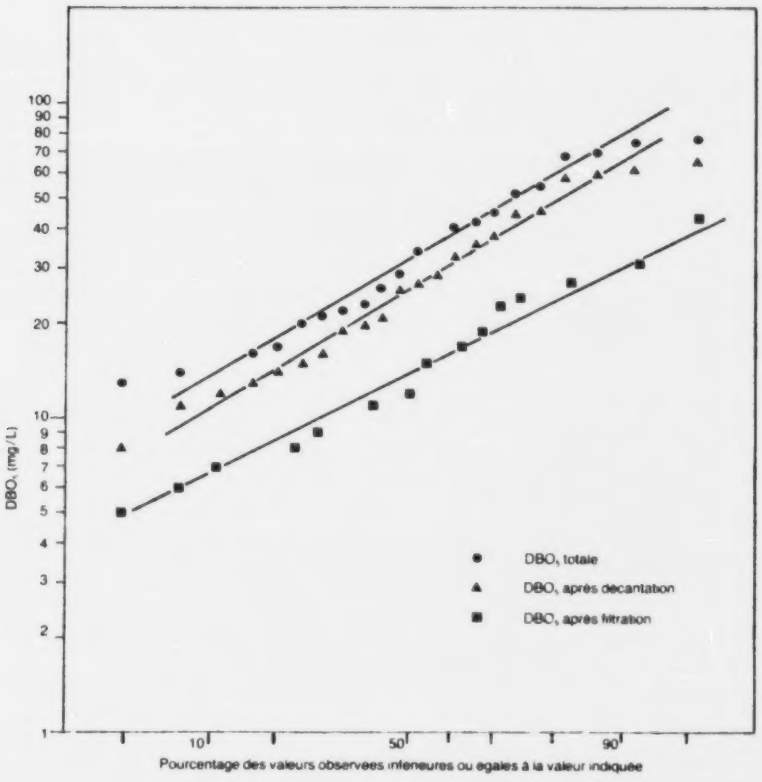

FIGURE 7.4 EFFET DE LA DÉCANTATION SUR LA DBO_5 DE L'EFFLUENT DU LIT FLUIDISÉ

5) une solution de décapage (plus de l'hypochlorite de sodium pour transformer le fer ferreux en fer ferrique et un alcalin pour neutraliser l'acide libre) de pair avec un polymère anionique de charge modérée, et

6) du chlorure ferrique avec des polyacrylamides anioniques dans une gamme de densités de charge.

Les résultats ont fait l'objet d'une évaluation qualitative.

Le traitement optimal a été obtenu par l'ajout de 10 mg/L de chlorure ferrique ($FeCl_3$) et de polyacrylamide anionique (Aquafloc 6466, densité de charge de 20%) à un dosage de 0,1 à 0,2 mg/L. Il serait nécessaire d'effectuer d'autres essais pour définir de façon précise la vitesse de sédimentation des matières et la qualité de l'effluent traité.

TABLEAU 7.2 EFFET DE LA DÉCANTATION SUR LA QUALITÉ DE L'EFFLUENT DU LIT FLUIDISÉ

Paramètre (mg/L)	Effluent non décanté du lit fluidisé		Effluent décanté du lit fluidisé	
	Médiane	90%	Médiane	90%*
DBO_5 totale	32	81	26	66
DBO_5 après filtration	14	30	-	-
Matières en suspension	42	116	26	78

* 90% des valeurs observées sont inférieures ou égales à la valeur indiquée.

7.2.3 Filtration sur milieu granulaire. Un programme expérimental détaillé a été mené à bien afin de comparer les caractéristiques de filtration des effluents traités du système pilote et d'un système de traitement biologique classique à boues activées et aération prolongée en faisant appel à la filtration par gravité sur milieux granulaires. Les paramètres évalués étaient:

1) le type de milieu,
2) l'épaisseur de milieu,
3) la charge hydraulique, et
4) la concentration des matières de l'alimentation.

Description des systèmes de traitement biologique: Les conditions d'exploitation du réacteur ont été modifées selon une gamme de rapports de recyclage et de temps de séjour hydrauliques, de sorte que la concentration de matières en suspension de l'effluent varie dans une gamme appropriée aux essais de filtration. La concentration de l'oxygène dissous de l'effluent a été maintenue à 5 mg/L.

Pour définir le type et l'épaisseur optimum du milieu pendant les essais expérimentaux, on a utilisé les conditions d'exploitation du lit suivantes:

Temps de séjour hydraulique: 20 minutes
Rapport de recyclage: 2,5
Écoulement hydraulique total: 0,51 $m^3/m^2 \cdot min$

Les conditions d'exploitation du lit fluidisé sont présentées sous forme résumée au Tableau 7.3.

TABLEAU 7.3 RÉSUMÉ DES CONDITIONS D'EXPLOITATION DU LIT FLUIDISÉ

Gamme de concentration désirée de MES (mg/L)	Conditions d'exploitation du Lit		
	TSH* (minutes)	Rapport de recyclage (Q_R/Q_A)	Écoulement hydraulique** ($m^3/m^2 \cdot min$)
>30	10	2,0	0,87
≈30	20	2,5	0,51
<30	30	3,0	0,39

* Temps de séjour hydraulique basé sur le débit de l'effluent du clarificateur primaire (Q_A)

** Écoulement hydraulique basé sur l'écoulement total ($Q_A + Q_R$)

La seule modification effectuée pendant l'évaluation de la capacité de filtration de l'effluent, comparativement à l'évaluation en état d'équilibre de l'efficacité du lit fluidisé, a trait au retour du sable provenant du dispositif de rejet de biomasse et de nettoyage du sable. Le recyclage du sable dans le lit fluidisé, effectué une fois par jour, se traduirait par une concentration élevée de matières en suspension dans l'effluent pendant une courte période. Ceci ne serait pas représentatif d'un système conçu pour effectuer un recyclage plus fréquent de la biomasse rejetée et du sable, et le sable n'a donc pas été recyclé pendant l'utilisation du filtre, sauf entre les essais de filtration.

Le réacteur biologique de l'usine à aération prolongée était formé d'un bassin de 131,7 m^3 muni des chicanes. L'aération et le mélange étaient obtenus par un dispositif de diffusion d'air. Le réacteur était utilisé à un débit variant de 90,8 à 113,5 L/min, soit l'équivalent d'un temps de séjour hydraulique nominal variant de 19,3 à 24,1 heures. Le système biologique était exploité à un temps de séjour cellulaire moyen (TSM) d'environ cinq jours et la concentration des matières en suspension de la liqueur mixte était d'environ 1 000 mg/L.

La gamme de charge hydraulique du clarificateur secondaire de 10,9 m^2 était de 12 - 15 $m^3/m^2 \cdot j$. La charge hydraulique relativement fiable de l'installation à aération prolongée se traduisait par un effluent de haute qualité (concentration moyenne de matières en suspension d'environ 6 mg/L). On a, pour évaluer la filtrabilité de l'effluent de l'installation à aération prolongée selon une gamme comparable à celle de

l'effluent du lit fluidisé, ajouté de la liqueur mixte du bassin d'aération au trop-plein du clarificateur à un taux réglé par une pompe à vitesse variable.

Le système d'aération prolongée était alimenté par des eaux résiduaires brutes dessablées provenant directement de l'usine de traitement d'eaux usées Skyway de Burlington. Le système à lit fluidisé était alimenté par des eaux usées stockées de façon à ce que la qualité de l'alimentation et de l'effluent soient relativement constantes. L'alimentation subissait une clarification primaire avant son entrée dans le réacteur.

Les deux systèmes biologiques ont été exploités à la température ambiante. La température moyenne de l'effluent du lit fluidisé était de 12,1°C (gamme de 20-22°C), tandis que celle de l'effluent du système à aération prolongée était de 21°C (gamme de 20-22°C).

Description des filtres par gravité à milieu granulaire: Deux filtres semblables à écoulement par gravité ont été construits et installés afin de comparer les filtrabilités des effluents de traitement par aération prolongée et lit fluidisé. Les filtres étaient alimentés par gravité à partir des systèmes de traitements.

Un schéma des filtres est présenté à la Figure 7.5. Les filtres, de 10,2 cm de diamètre et d'environ 3 mètres de hauteur ont été utilisés en mode "pression constante et taux décroissant". Le débit était réglé par une vanne manuelle à diaphragme commandant la sortie du filtrat. Une plaque perforée et 15 cm de gravier grossier supportaient le milieu de filtration.

Après mise en place de la qualité appropriée de milieu dans le filtre, le débit était réglé par la vanne de commande de l'effluent. Pendant l'essai, le débit et la perte de charge due au filtre étaient mesurés à chaque heure ou demi-heure, selon la durée prévue de l'essai. Des échantillons aléatoires de l'alimentation et du filtrat étaient prélevés pour la mesure de la concentration de matières en suspension et de la turbidité. Des échantillons composites d'alimentation et d'effluent du filtre étaient aussi prélevés pour la détermination de la DBO_5 et le dosage des matières en suspension.

Une fois l'essai terminé, le milieu de filtration était lavé à contre-courant, jusqu'à expansion d'environ 70 pour cent et de l'air était injecté à raison d'environ 0,014 m^3/min pendant 10 à 15 minutes. Ce lavage à contre-courant avait pour but d'assurer que le milieu de filtration soit complètement nettoyé et qu'il n'y ait pas de détérioration progressive des caractéristiques de filtration causée par l'accumulation de matières dans le lit. On n'a donc pas effectué de mesure quantitative du lavage à

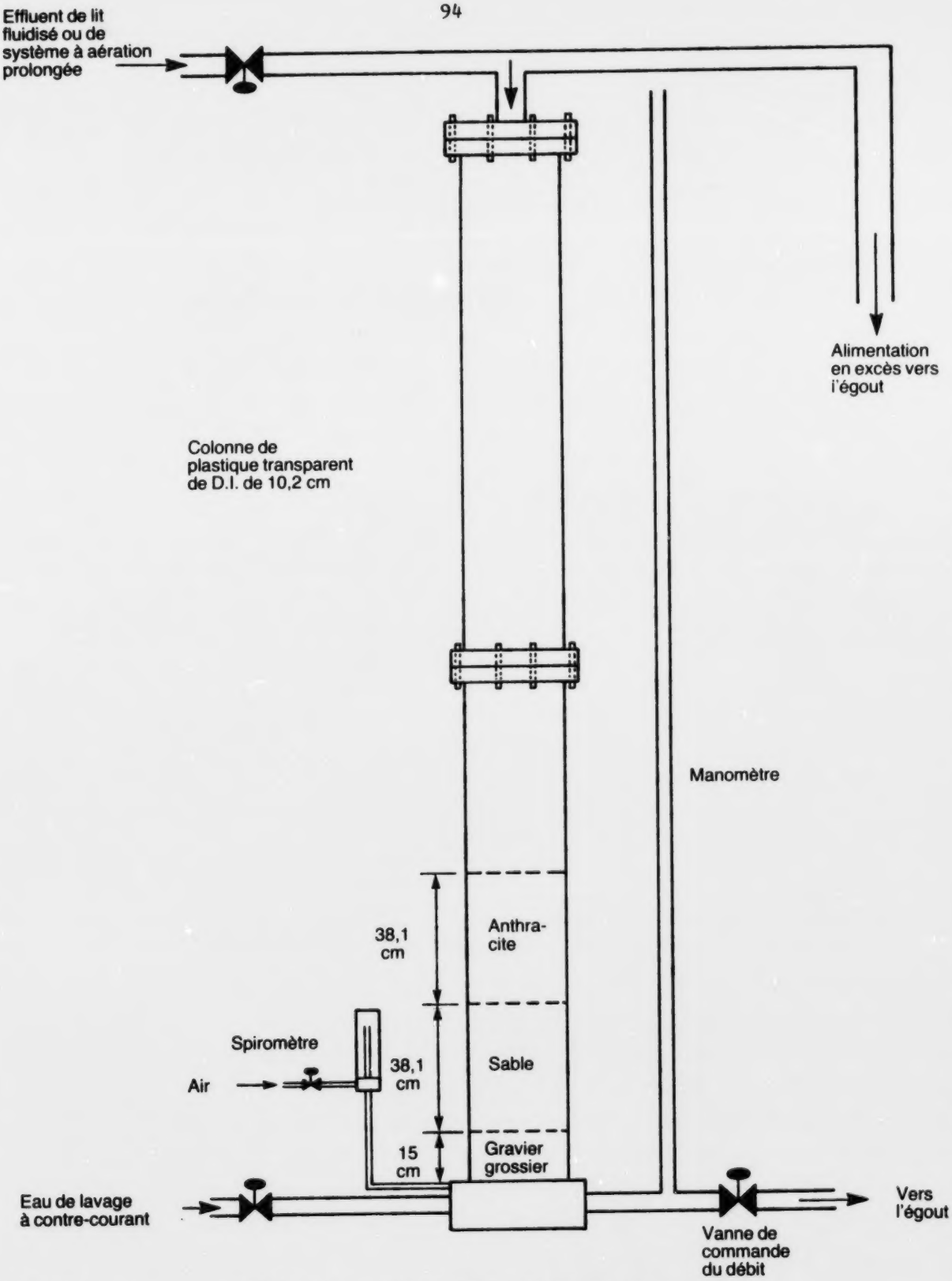

FIGURE 7.5 SCHÉMA DE LA COLONNE DE FILTRATION

contre-courant. Des observations portant sur la nature des matières éliminées par lavage et la position des matières dans le lit du filtre ont été notées.

Protocole expérimental: Le programme expérimental a été divisé en deux phases. La Phase I a consisté à déterminer le type et l'épaisseur optima du milieu pour la filtration d'effluents de lit fluidisé dans des conditions de charge hydraulique et de concentration de matières constantes. La Phase II a comporté l'évaluation de l'efficacité du filtre dans une gamme de conditions de charge hydraulique et de concentrations de matières, en faisant appel aux configurations optimales déterminées pendant la Phase I.

Les essais de filtration de la Phase I, portant sur les deux types d'effluents, ont été effectués à une charge hydraulique initiale de 162,8 $L/m^2 \cdot min$.

La concentration de matières en suspension de l'effluent désirée pour l'effluent du lit fluidisé était de 30 à 50 mg/L. Dans le cas du filtre de l'effluent du système à aération prolongée, le trop plein du décanteur a été directement utilisé sans ajouter de matières de liqueur mixte, l'alimentation du filtre présentait une faible concentration de matières en suspension, de l'ordre de 5 à 7 mg/L.

Cinq configurations de filtre ont été évaluées pendant la Phase I:

Configuration	Type de milieu	Épaisseur de milieu (cm)
1	Sable pour décapage	38,1
2	Sable pour décapage	76,2
3	Sable de lit fluidisé	38,1
4	Sable de lit fluidisé	76,2
5	Milieu mixte (anthracite et sable)	76,2*

* 38,1 cm d'anthracite et 38,1 cm de sable

Les granulométries sont présentées à la Figure 7.6 (sable pour décapage), à la Figure 7.7 (sable de lit fluidisé) et à la Figure 7.8 (anthracite). Le sable pour lit fluidisé était le même que celui utilisé dans le réacteur biologique. Les paramètres du milieu de filtration sont présentés de façon résumée au Tableau 7.4.

La configuration de filtre déterminée par les études de Phase I a été évaluée en faisant appel à une gamme de charges hydrauliques et de concentrations de matières en

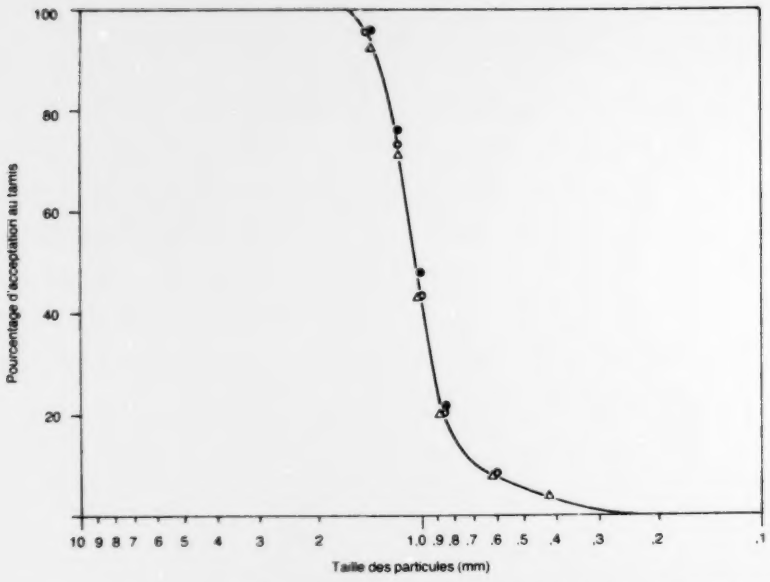

FIGURE 7.6 GRANULOMÉTRIE DU SABLE POUR DÉCAPAGE

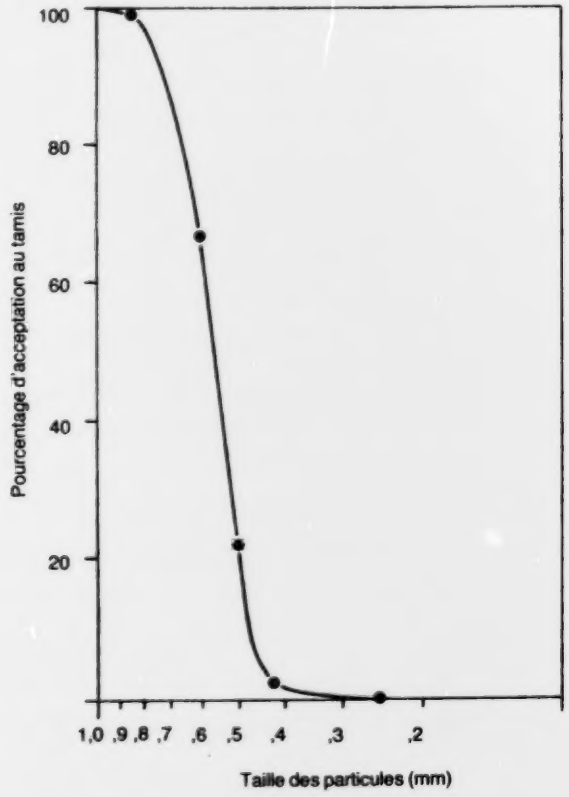

FIGURE 7.7 GRANULOMÉTRIE DU SABLE DE LIT FLUIDISÉ

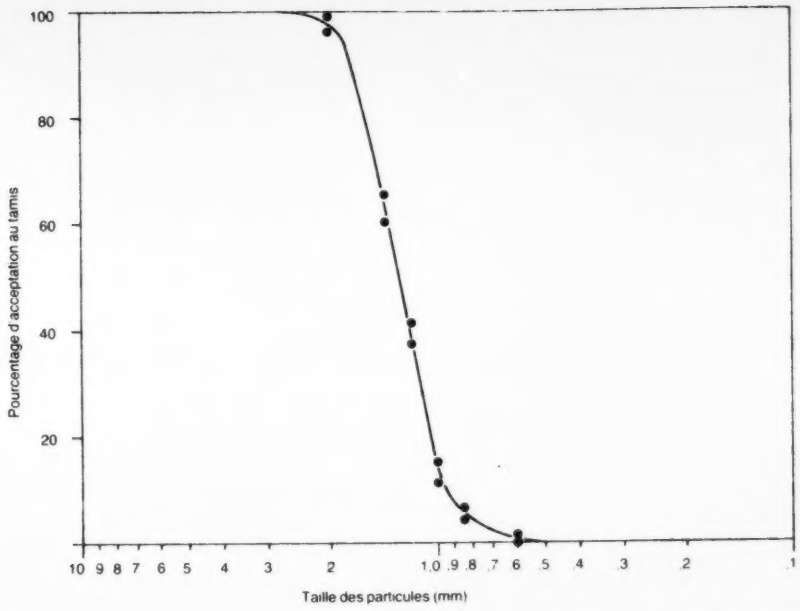

FIGURE 7.8 GRANULOMÉTRIE DE L'ANTHRACITE

TABLEAU 7.4 CARACTÉRISTIQUES DES MILIEUX DE FILTRATION

Milieu	Diamètre effectif (d_{10}, mm)	Coefficient d'uniformité (d_{60}/d_{10})
Sable pour décapage	0,70	1,57
Sable de lit fluidisé	0,48	1,23
Anthracite	0,96	1,41

suspension de l'alimentation. On a effectué six essais de filtration pour chaque type d'effluent (lit fluidisé et installation à aération prolongée).

Les charges hydrauliques évaluées étaient de 81,4 L/min•m^2, 162,8 L/min•m^2 et 244,2 L/min•m^2. Une gamme de concentrations de matières en suspension d'environ 20 à 60 mg/L a servi à l'évaluation de l'effluent du lit fluidisé. Pour l'effluent du traitement par aération prolongée, la concentration de matières en suspension auxquelles on avait ajouté des matières de liqueur mixte, variait de 24 à 43 mg/L.

Un résumé du protocole expérimental de la Phase II est présenté au Tableau 7.5. Les efforts faits pour maintenir la concentration de matières en suspension des effluents dans les gammes fixées n'ont pas toujours réussi, comme le montrent les différences notées entre les qualités désirées et obtenues de l'effluent.

TABLEAU 7.5 PROTOCOLE EXPÉRIMENTAL DES ESSAIS DE FILTRATION DE LA PHASE II

Essai n°	Charge hydraulique ($L/min \cdot m^2$)	Concentration des matières en suspension (mg/L)			
		Effluent du lit fluidisé		Effluent de l'aération prolongée	
		Désiré	Réel*	Désiré	Réel*
1	81.4	>30	58	>30	27
2	244.2	>30	54	>30	30
3	81.4	<30	41	<30	43
4	244.2	<30	22	<30	24
5	162.8	≈30	62	≈30	32
6	162.8	≈30	32	≈30	34

* Valeur basée sur un échantillon composite de l'alimentation des filtres prélevé tout au long de l'essai.

Résultats de la Phase I - Choix du type et de l'épaisseur optima du milieu: Les effets du taux de filtration et de la perte de charge du filtre sur la durée de l'essai, pour diverses configurations, et l'effluent du lit fluidisé, sont respectivement présentés aux figures 7.9 et 7.10. Les données correspondantes pour l'effluent obtenu par aération prolongée sont présentées aux figures 7.11 et 7.12.

On note, aux figures 7.9 et 7.10, que les plus longues durées de filtration ont été obtenues avec le milieu mixte et que les plus courtes ont été obtenues avec le sable de lit fluidisé (d_{10} = 0,48 mm). On note aussi que, pour les filtres à sable, l'accroissement de l'épaisseur de milieu diminuait la durée de la filtration et se traduisait par un filtrat de qualité quelque peu supérieure. L'efficacité des filtres est résumée au Tableau 7.6. Dans chaque cas, les concentrations de matières en suspension de l'effluent ont été réduites à

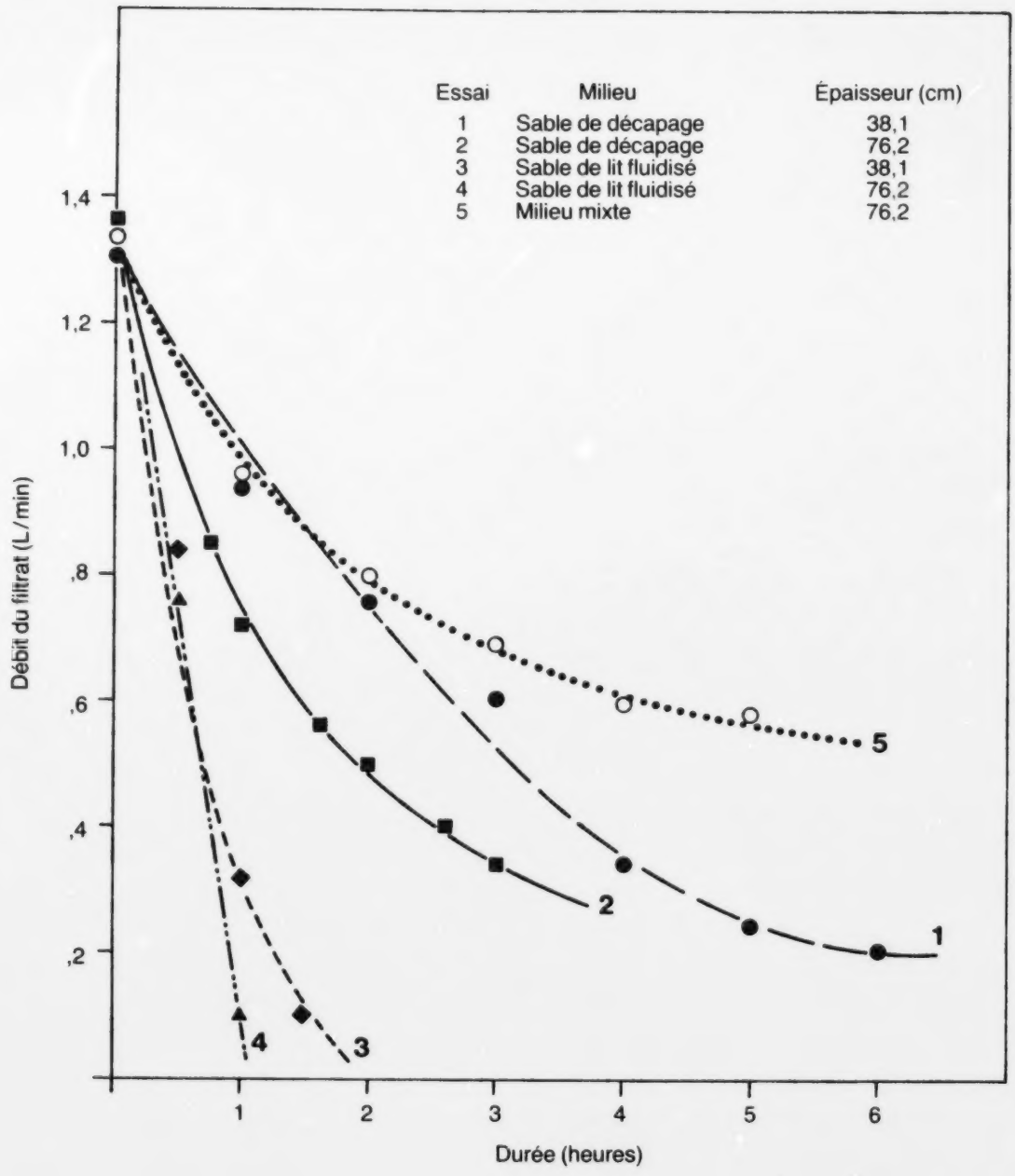

FIGURE 7.9 EFFET DE LA CONFIGURATION DU FILTRE SUR LA DURÉE DE FILTRATION - EFFLUENT DE LIT FLUIDISÉ

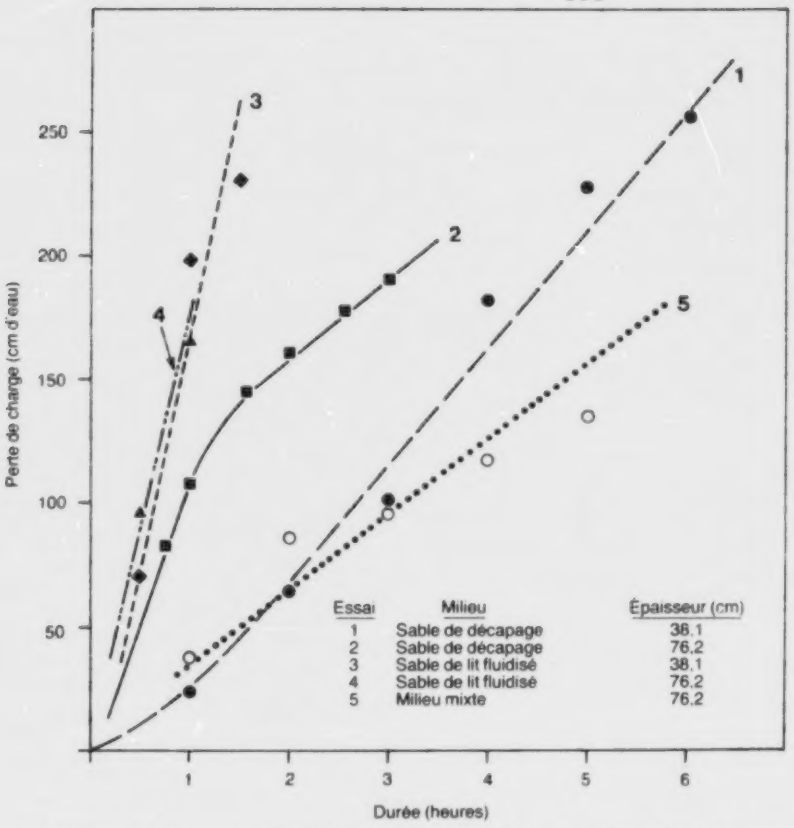

FIGURE 7.10 EFFET DE LA CONFIGURATION DU FILTRE SUR LA PERTE DE CHARGE DU FILTRE - EFFLUENT DU LIT FLUIDISÉ

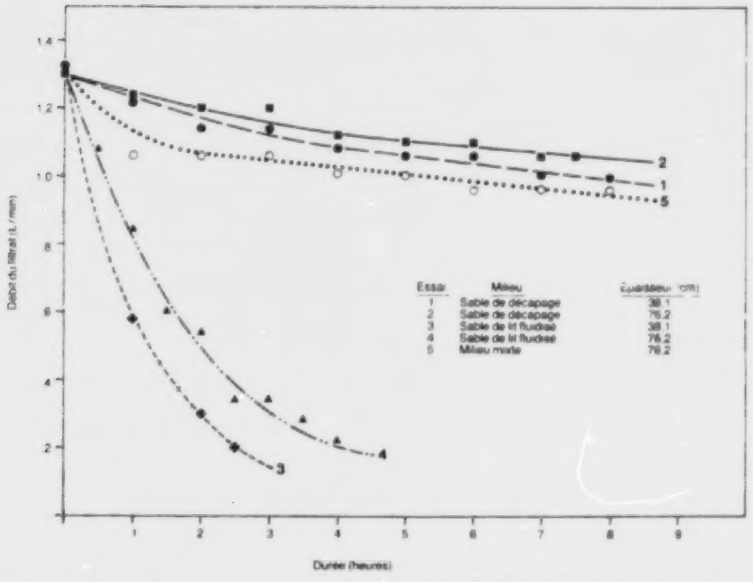

FIGURE 7.11 EFFET DE LA CONFIGURATION DU FILTRE SUR LA DURÉE DE FILTRATION - EFFLUENT DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE

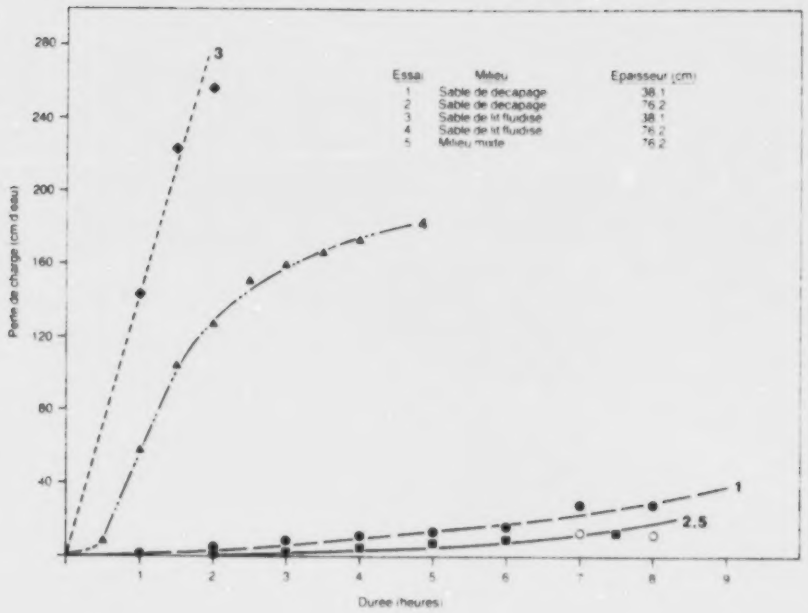

FIGURE 7.12 EFFET DE LA CONFIGURATION DU FILTRE SUR LA PERTE DE CHARGE DU FILTRE - EFFLUENT DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE

moins de 15 mg/L à partir de concentration de l'alimentation variant de 33 à 52 mg/L. On n'a pas noté de détérioration de la qualité du filtrat en fonction de la durée de l'essai. La DBO_5 totale de l'effluent était aussi réduite à moins de 15 mg/L. La valeur de la DBO_5 du filtrat était surtout fonction de celle de la DBO_5 soluble de l'effluent.

De façon semblable, lors de la filtration d'effluents de traitement par aération prolongée, le sable de lit fluidisé a permis d'obtenir les plus courtes durées de filtration (Figures 7.11 et 7.12). Les efficacités du sable plus grossier (sable de décapage, d_{10} = 0,70 mm) et du milieu mixte étaient comparables. Les longues durées de filtration (supérieures à 24 heures) en résultant étaient causées par les charges extrêmement faibles en matières en suspension. Un résumé des efficacités de filtration des effluents d'aération prolongée est présenté au Tableau 7.7.

Les études de la Phase I ont montré que la meilleure efficacité était obtenue avec le milieu mixte pour le traitement des effluents de lit fluidisé. Cette configuration était aussi efficace que celle du milieu unique à sable grossier (d_{10} = 0,70 mm) pour le

TABLEAU 7.6 RÉSUMÉ DE L'EFFICACITÉ DES FILTRES AVEC LES EFFLUENTS DE LIT FLUIDISÉ

Essai n°	Type de milieu	Épaisseur (cm)	Concentration de matières en suspension* (mg/L)		DBO_5* (mg/L)				Durée estimée de l'essai pour une perte de charge de 200 cm (heures)
					Alimentation		Effluent		
			Alimentation	Effluent	Totale	Soluble	Totale	Soluble	
1	Sable à décapage	38,1	48	9	24	6	7	6	4,75
2	Sable à décapage	76,2	52	6	31	10	10	9	3,25
3	Sable de lit fluidisé	38,1	33	6	24	11	11	8	1,15
4	Sable de lit fluidisé	76,2	45	3	26	8	11	6	1,15
5	Milieu mixte	76,2	44	2	30	11	11	10	6,5**

* Basée sur des échantillons composites de l'alimentation et de l'effluent
** Estimation basée sur une extrapolation de données expérimentales

TABLEAU 7.7 RÉSUMÉ DE L'EFFICACITÉ DES FILTRES AVEC LES EFFLUENTS DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE

Essai n°	Type de milieu	Épaisseur (cm)	Concentration de matières en suspension* (mg/L)		DBO_5* (mg/L)				Durée estimée de l'essai pour une perte de charge de 200 cm (heures)
					Alimentation		Effluent		
			Alimentation	Effluent	Totale	Soluble	Totale	Soluble	
1	Sable à décapage	38,1	7	2	6	2	3	3	>24**
2	Sable à décapage	76,2	5	3	9	7	5	4	>24**
3	Sable de lit fluidisé	38,1	5	2	7	7	6	4	1,5
4	Sable de lit fluidisé	76,2	6	4	5	4	5	4	~8**
5	Milieu mixte	76,2	6	4	7	4	4	3	>24**

* Basée sur des échantillons composites de l'alimentation et de l'effluent
** Estimation basée sur une extrapolation de données expérimentales

traitement des effluents du traitement par aération prolongée. Il y avait cependant un important mélange du sable fin de lit fluidisé (d_{10} = 0,48 mm) et de l'anthracite lors du lavage à contre courant et du nettoyage par air forcé des filtres mixtes. Ce problème a en grande partie été éliminé par l'emploi de sable plus gros. En Phase II, un milieu mixte contenant 38,1 cm d'anthracite et 38,1 cm de sable à décapage (d_{10} = 0,70 mm) s'est avéré être le meilleur filtre pour les deux effluents secondaires.

Résultats de la Phase II - Évaluation de l'efficacité des filtres: Les résultats de la filtration des effluents du lit fluidisé et du traitement par aération prolongée sont présentés sous forme graphique aux figures 7.13 à 7.18, en termes d'effet de la durée de filtration sur le débit du filtrat et la perte de charge du filtre. Les résultats sont présentés sous forme résumée au Tableau 7.8.

L'utilisation d'un sable plus grossier pour le milieu mixte (d_{10} = 0,70 mm en Phase II contre d_{10} = 0,48 mm Phase I) s'est traduite par un accroissement appréciable de la durée de filtration de l'effluent du lit fluidisé. À charges hydrauliques comparables (162,8 L/min•m^2), on notait des durées de filtration supérieures à 24 heures avec le sable plus grossier et l'anthracite, comparativement à sept heures pour le sable fin utilisé en Phase I. La qualité de l'effluent en a été quelque peu détériorée.

La filtration de l'effluent du lit fluidisé à la charge hydraulique la plus faible (81,4 L/min•m^2) s'est traduite par des durées de filtration plus courtes (13 à 16 heures) que celles obtenues à la charge hydraulique médiane (162,8 L/min•m^2). Une importante filtration en surface, non évidente quand les filtres étaient utilisés en charge hydraulique plus importante, a été notée à la faible charge. L'élimination des matières en suspension, à une plus grande profondeur du filtre aux charges plus élevées, est responsable des meilleures durées de filtration. La qualité des effluents était quelque peu supérieure aux plus faibles charges.

L'efficacité d'élimination des matières de l'effluent du lit fluidisé était de 60 à 75 pour cent à la charge hydraulique médiane (162,8 L/min•m^2). La charge de matières n'a pas semblé modifier l'efficacité du filtre de façon appréciable. L'élimination des matières en suspension variait entre 60 et 66 pour cent à la charge hydraulique la plus élevée (244,2 L/min•m^2). Il y avait alors une importante diminution de la durée de filtration aux charges en matières plus élevées.

Il était possible d'obtenir, aux trois charges hydrauliques, un effluent filtré contenant moins de 15 mg/L de matières en suspension quand l'effluent du lit fluidisé en

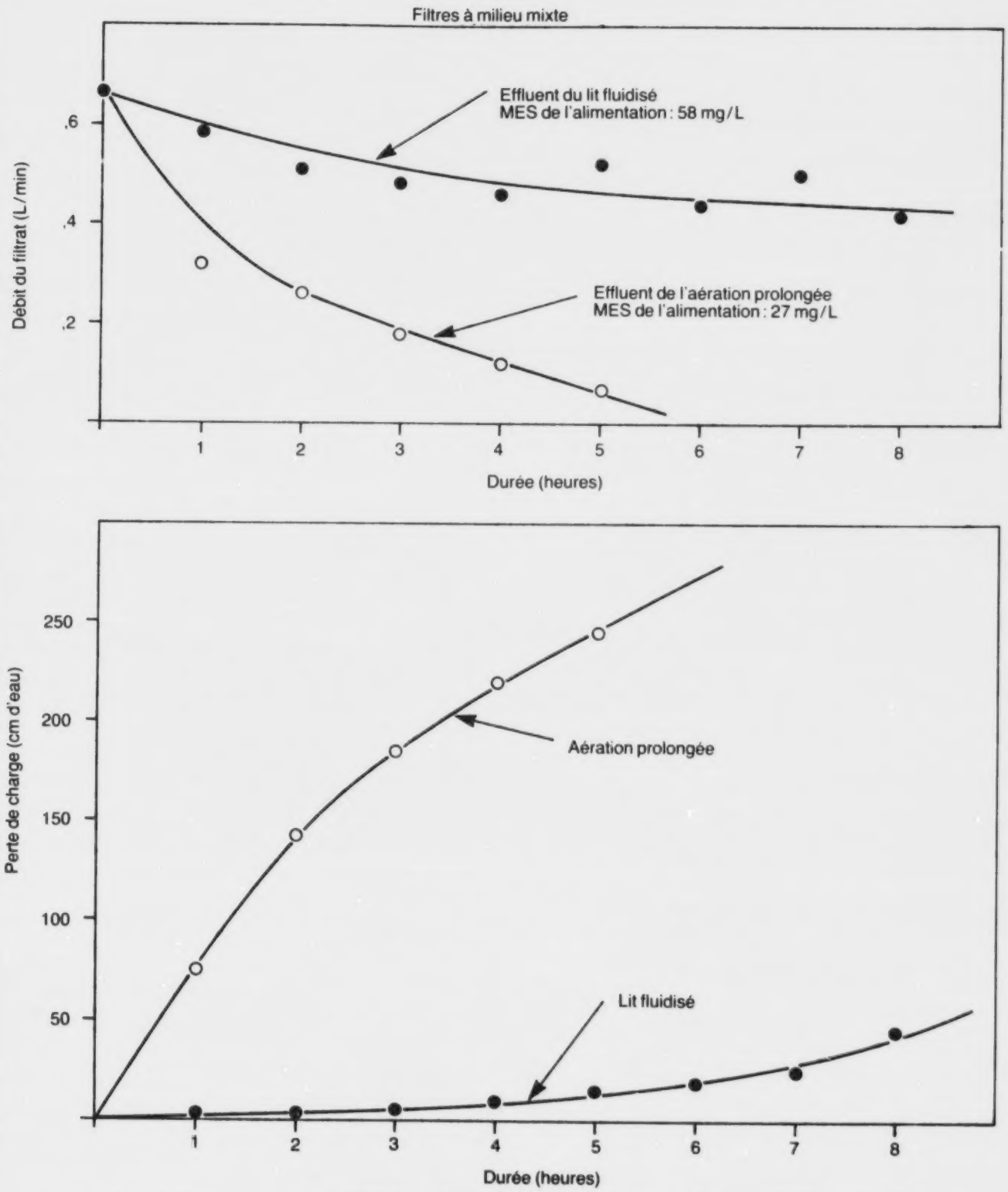

FIGURE 7.13 COMPARAISON DE LA FILTRABILITÉ DES EFFLUENTS DU LIT FLUIDISÉ ET DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE
Charge hydraulique: 81,4 L/min•m^2

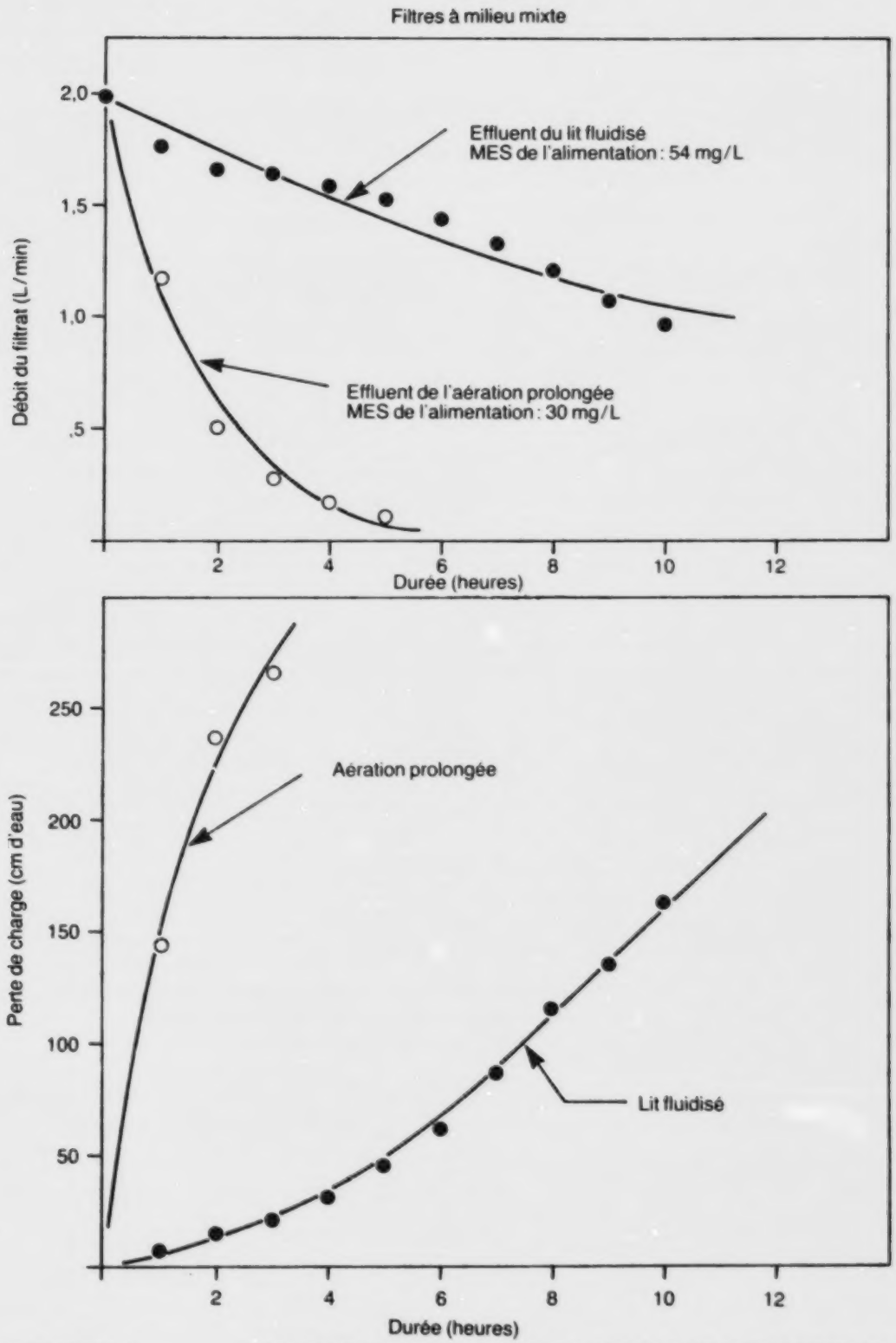

FIGURE 7.14 COMPARAISON DE LA FILTRATION DES EFFLUENTS DU LIT FLUIDISÉ ET DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE
Charge hydraulique: 244,2 L/min•m^2

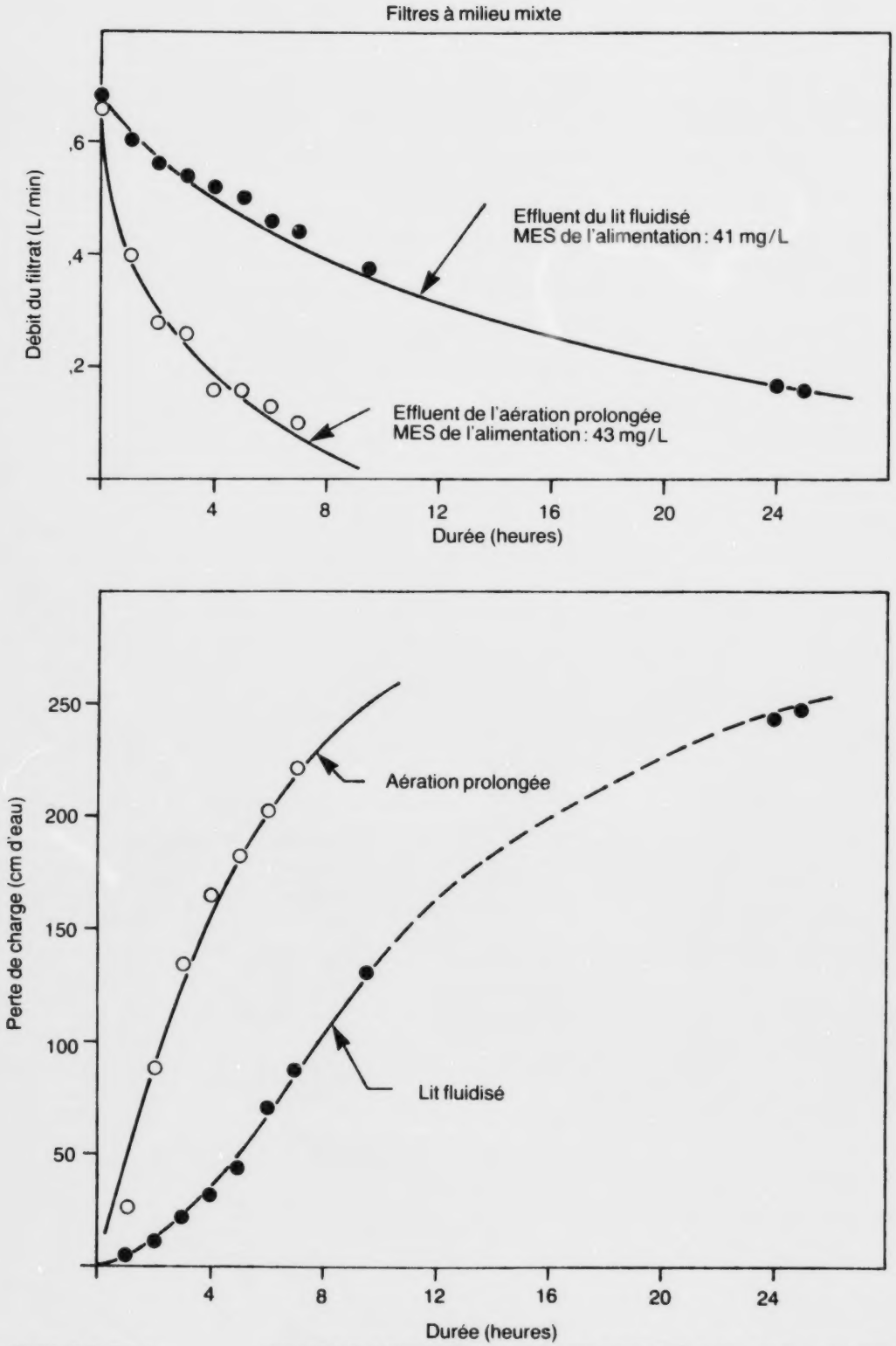

FIGURE 7.15 COMPARAISON DE LA FILTRABILITÉ DES EFFLUENTS DU LIT FLUIDISÉ ET DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE
Charge hydraulique: 81,4 L/min•m^2

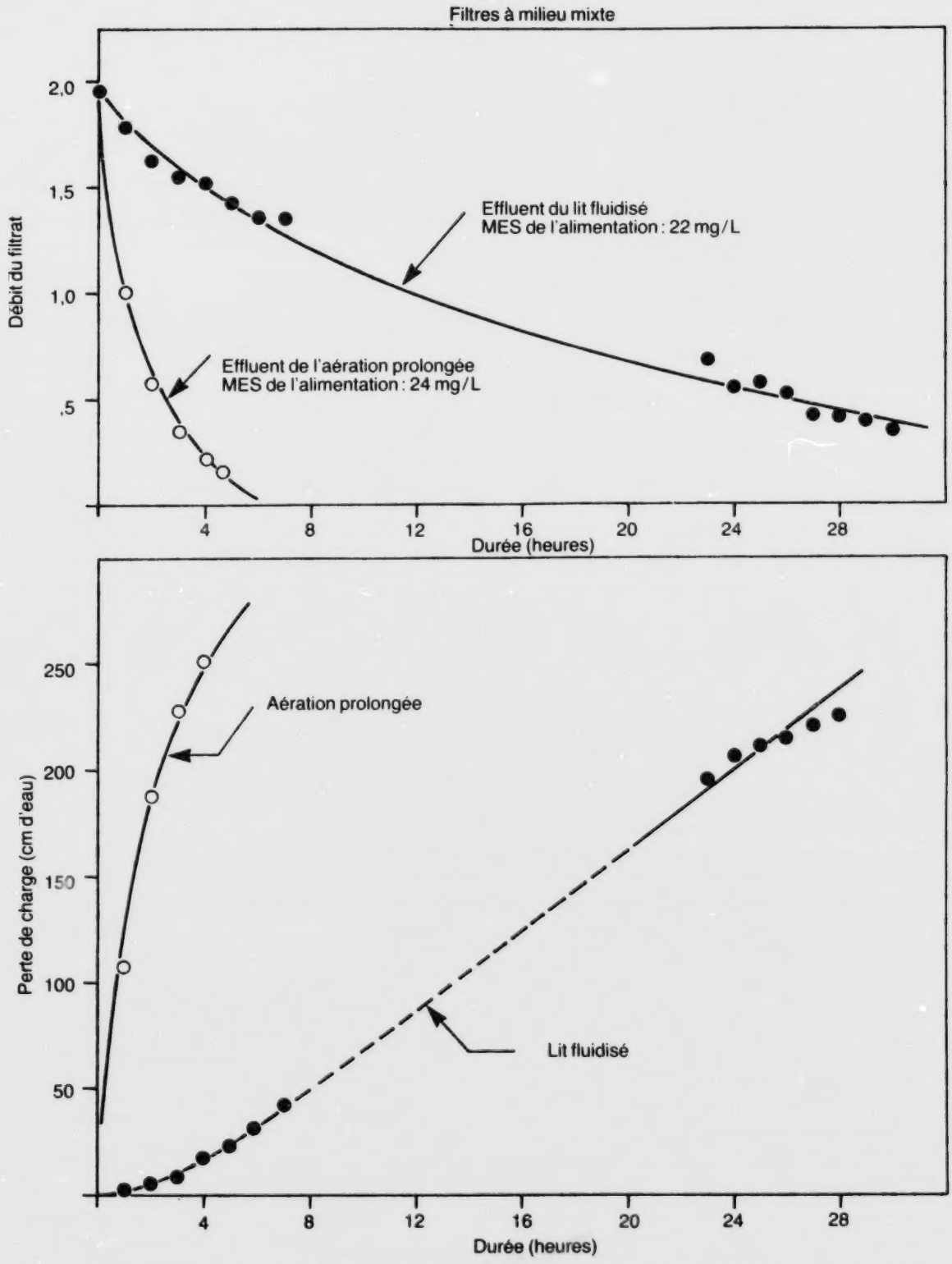

FIGURE 7.16 COMPARAISON DE LA FILTRABILITÉ DES EFFLUENTS DU LIT FLUIDISÉ ET DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE
Charge hydraulique: 244,2 L/min•m^2

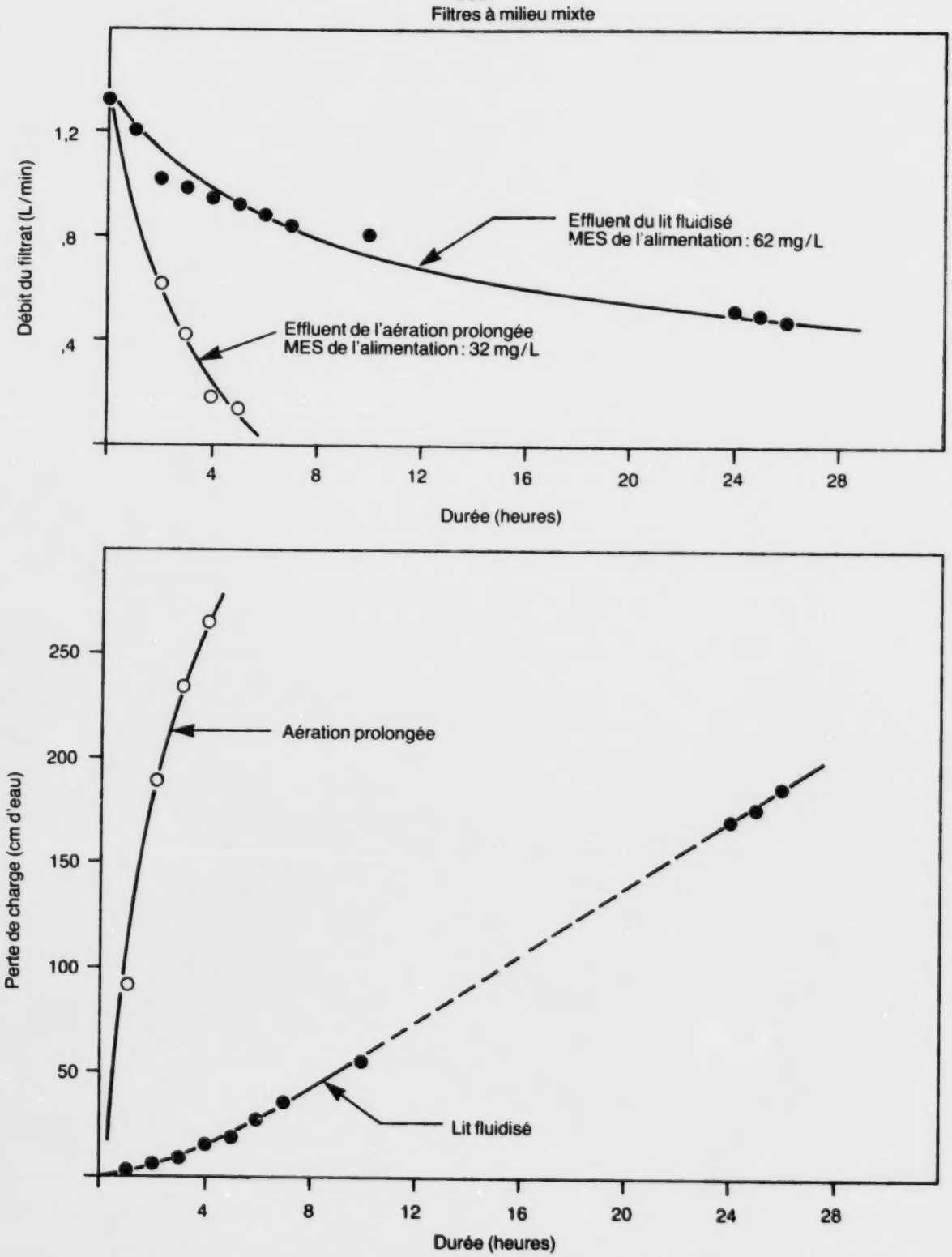

FIGURE 7.17 COMPARAISON DE LA FILTRABILITÉ DES EFFLUENTS DU LIT FLUIDISÉ ET DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE
Charge hydraulique: 162,8 L/min•m^2

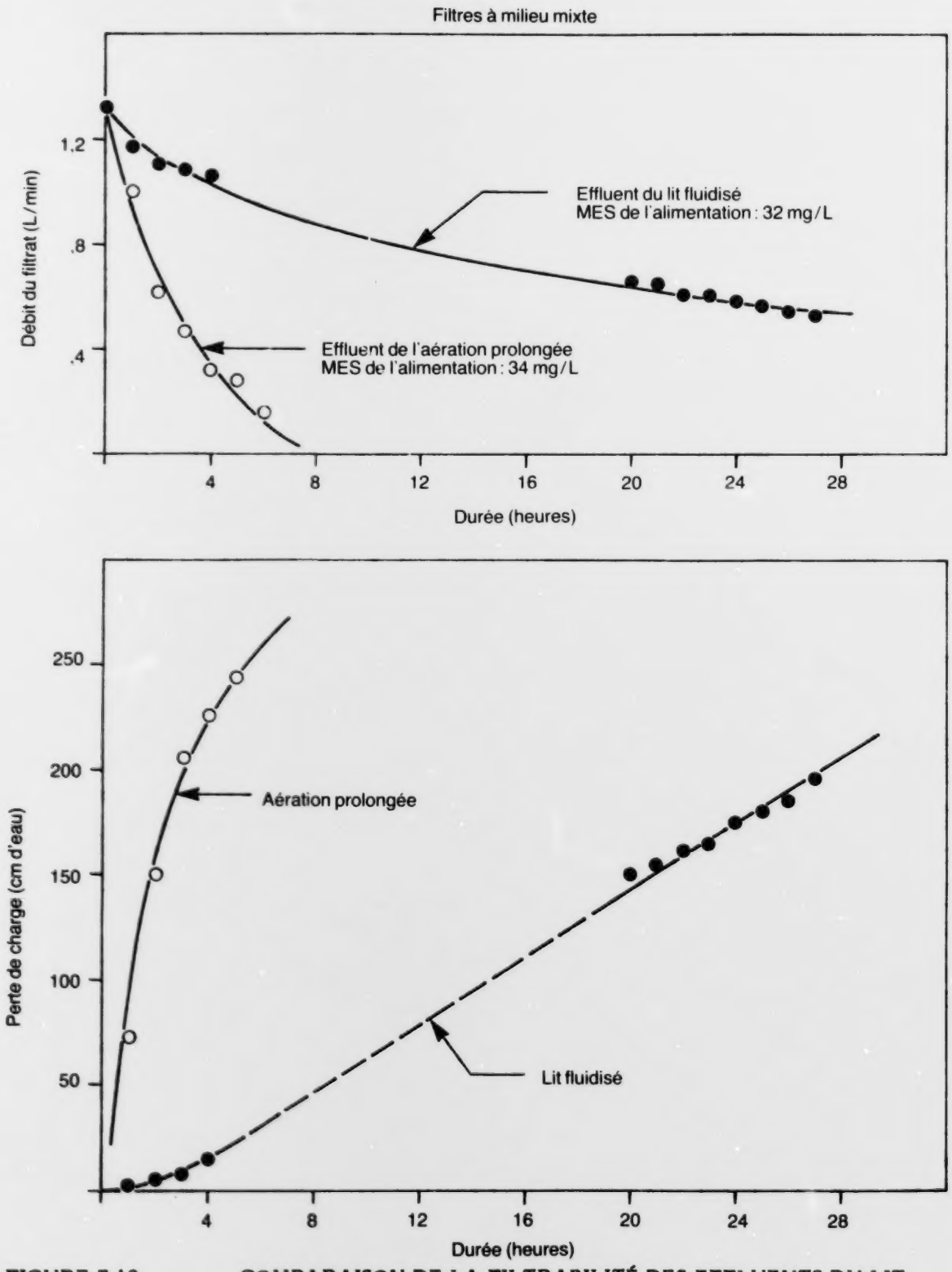

FIGURE 7.18 COMPARAISON DE LA FILTRABILITÉ DES EFFLUENTS DU LIT FLUIDISÉ ET DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE
Charge hydraulique: 162,8 L/min•m^2

TABLEAU 7.8 COMPARAISON DE LA FILTRABILITÉ DES EFFLUENTS DU LIT FLUIDISÉ ET DU TRAITEMENT PAR AÉRATION PROLONGÉE
Filtres à milieu mixte: 38,1 cm d'anthracite (d_{10} = 0,96) et 38,1 cm de sable (d_{10} = 0,70)

	Filtre du lit fluidisé							Filtre du traitement par aération prolongée						
	Qualité de l'alimentation (mg/L)*			Qualité de l'effluent (mg/L)*			Durée de l'essai pour une perte de charge de 200 cm (heures)	Qualité de l'alimentation (mg/L)*			Qualité de l'effluent (mg/L)*			Durée de l'essai pour une perte de charge de 200 cm (heures)
Charge hydraulique initiale ($L/min \cdot m^2$)	Matières en suspension	DBO_5		Matières en suspension	DBO_5			Matières en suspension	DBO_5		Matières en suspension	DBO_5		
		Totale	Filtrée		Totale	Filtrée			Totale	Filtrée		Totale	Filtrée	
81,4	58	35	12	10	15	13	13**	27	14	6	5	8	8	3,5
244,2	54	44	20	18	30	20	12	30	11	4	4	4	4	1,5
81,4	41	26	6	6	9	6	16	43	16	4	5	8	7	6,0
244,2	22	17	8	9	15	9	24	24	16	6	1	5	4	2,5
162,8	62	38	13	15	19	13	28	32	16	5	1	3	3	2,5
162,8	32	15	7	13	12	8	27	34	18	3	3	5	4	3,0

* Valeurs basées sur des échantillons composites d'alimentation et effluent
** Valeurs estimées d'une extrapolation des données expérimentales

contenait environ 30 mg/L. Aux teneurs en matières en suspension de l'alimentation de 50 à 60 mg/L, on n'obtenait un effluent filtré (moins de 15 mg/L) qu'à la charge hydraulique la moins importante. La fraction représentée par la DBO_5 soluble contribuait à plus des deux tiers de la DBO_5 totale de l'effluent filtré.

On trouve, en se basant sur les essais de filtration, que la configuration de filtre à milieu mixte utilisée à la Phase II permettait d'obtenir un effluent contenant au plus 15 mg/L de matières en suspension à une charge hydraulique de 162,8 L/min•m^2, pour des concentrations de matières en suspension de l'effluent du lit fluidisé pouvant atteindre 60 mg/L. Un effluent de qualité semblable a été obtenu en utilisant le filtre à des charges pouvant atteindre 244,2 L/min•m^2, quand la teneur de l'alimentation du filtre était inférieure à environ 30 mg/L. L'utilisation du filtre dans ces conditions ne diminuait pas la durée de l'essai de façon appréciable. Il était nécessaire, pour obtenir une concentration de DBO_5 de l'effluent inférieure à 15 mg/L dans ces conditions, d'exploiter le lit fluidisé de façon à produire un effluent traité d'au plus 10 mg/L de DBO_5 soluble environ.

L'obtention d'effluents filtrés de meilleure qualité (5 mg/L de DBO_5 et de matières en suspension) avec la configuration de filtre à deux milieux granulaires utilisée en Phase II nécessitait de réduire la charge hydraulique du filtre à 81,4 L/min•m^2 et d'exploiter le lit fluidisé de façon à obtenir un effluent contenant moins de 40 mg/L de matières en suspension et moins de 5 mg/L de DBO_5 soluble. La configuration à milieu mixte faisant appel à du sable plus fin, comme en Phase I, pourrait permettre d'obtenir un tel effluent à une charge hydraulique de 162,8 L/min•m^2 et dans des conditions d'utilisation du lit fluidisé semblables. La durée de la filtration est alors considérablement réduite.

L'efficacité du filtre pourrait être encore améliorée en optimisant le milieu utilisé en Phase II pour le système à milieu mixte. L'utilisation d'anthracite plus grossier (d_{10}>0,96 mm) permettrait d'éliminer les problèmes de colmatage de surface apparaissant à la faible charge hydraulique. Du sable d'un diamètre effectif se situant entre ceux utilisés aux Phases I et II (0,48 mm<d_{10}<0,70 mm) permettrait d'améliorer l'efficacité atteinte en Phase II, tout en accroissant les durées de filtration de Phase I. Il serait cependant nécessaire d'effectuer d'autres essais à échelle pilote.

L'accroissement de la concentration des matières en suspension de l'effluent du traitement par aération prolongée, obtenue par l'ajout de matières de liqueur mixte, a réduit de façon considérable les durées de filtration (Tableau 7.8). Les durées de filtration des effluents d'aération prolongée étaient considérablement plus courtes que

celles des effluents du lit fluidisé pour ces charges hydrauliques et des concentrations de matières en suspension semblables. La durée de filtration maximale des effluents du traitement par aération prolongée a été de six heures sur filtre à milieu mixte.

On a noté que l'élimination des matières de l'effluent du système par aération prolongée était due à une filtration de surface. Un lit de matières s'accumulait rapidement à la surface de l'anthracite, ce qui se traduisait par une augmentation rapide de la perte de charge causée par le filtre. La durée de filtration des effluents d'aération prolongée diminuait à mesure que la charge hydraulique du filtre augmentait.

La qualité des effluents obtenus par filtration de l'effluent de l'unité à aération prolongée n'a pas semblé être modifiée par les paramètres d'exploitation du filtre. Les teneurs de matières en suspension résiduelles étaient presque toujours inférieures à 5 mg/L. La DBO_5 de l'effluent après filtration était de beaucoup inférieure à celle atteinte par filtration de l'effluent du lit fluidisé, l'effluent du traitement par aération prolongée contenant moins de 5 mg/L de DBO_5.

Lavage à contre-courant des filtres à milieu mixte: Aucune mesure quantitative n'a été faite, mais on a cependant noté, lors du lavage à contre-courant, des différences appréciables au niveau des mécanismes d'élimination des matières et des modes de lavage à utiliser entre les filtres selon les types d'effluents filtrés.

On a noté, lors de la filtration sur milieu mixte des effluents de lit fluidisé, à l'exception des essais effectués à la plus faible charge hydraulique, une accumulation de matières dans la masse du sable et de l'anthracite à la fin des essais de filtration. À la faible charge hydraulique, la plus grande partie des solides éliminés étaient accumulés dans la moitié supérieure de l'anthracite. Il y avait peu de matières accumulées à la surface du filtre.

L'utilisation réunie du nettoyage par air forcé et du lavage à contre-courant effectués pendant 10 minutes permettait d'éliminer les matières accumulées et de redonner au filtre son état initial. Les matières éliminées par lavage à contre-courant étaient semblables à celles provenant du lit fluidisé. On notait très peu de floculation.

Les matières, lors de la filtration des effluents du traitement par aération prolongée, s'accumulaient dans les premiers 2,5 à 5 cm de la surface du lit et ne semblaient pas pénétrer la couche de sable. L'élimination des matières accumulées, après l'essai de filtration, s'est avérée très difficile. Il a été nécessaire d'utiliser des temps de nettoyage par air forcé plus longs pour briser le gâteau présent en surface. Il a aussi été

nécessaire d'effectuer un lavage à contre-courant, qui a atteint 40 minutes dans les pires conditions, pour éliminer les matières accumulées.

7.3 Résumé

On a trouvé, en se basant sur les teneurs en ATP des matières de l'alimentation et de l'effuent du lit fluidisé ainsi que de la biomasse du réacteur, que les matières de l'alimentation qui n'étaient pas éliminées dans le réacteur biologique contribuaient de façon appréciable à la concentration de matières en suspension dans l'effluent. La fraction relative de la biomasse arrachée du support du réacteur augmentait à mesure que la concentration des matières en suspension de l'effluent traité diminuait.

Les matières en suspension de l'effluent présentaient des caractéristiques de décantation relativement mauvaises. La clarification secondaire n'a pas semblé être une méthode pratique d'améliorer la qualité de l'effluent du lit fluidisé suffisamment pour respecter une norme de rejet de 15 mg/L de DBO et de 15 mg/L de matières en suspension. La coagulation chimique au chlorure ferrique, effectuée avec ajout d'un polyacrylamide anionique a permis d'améliorer le taux de décantation et d'obtenir un meilleur effluent. Il serait cependant nécessaire d'effectuer d'autres essais pour évaluer la faisabilité de cette approche.

L'effluent du lit fluidisé était facilement filtré jusqu'à une teneur en matières en suspension inférieure à 15 mg/L. Le filtre utilisé fonctionnait par gravité et contenait un milieu mixte composé d'anthracite (d_{10} = 0,96 mm) et de sable (d_{10} = 0,70 mm), la charge hydraulique initiale étant de 162,8 L/min•m^2 pour des concentrations de matières en suspension de l'effluent du lit fluidisé pouvant atteindre 60 mg/L. Un effluent de qualité semblable a été obtenu avec une charge hydraulique de départ de 244,62 L/min•m^2 pour une teneur en matières en suspension dans l'alimentation inférieure à 30 mg/L.

L'obtention d'un effluent de haute qualité (environ 5 mg/L de DBO_5 et 5 mg/L de matières en suspension) nécessitait d'utiliser le filtre à une faible charge hydraulique initiale (81,4 L/min•m^2) et d'exploiter le lit fluidisé de façon à produire un effluent contenant moins de 40 mg/L de matières en suspension et moins de 5 mg/L de DBO_5 soluble.

8 ÉTAPE DE NITRIFICATION SÉPARÉE POUR LE TRAITEMENT PAR LIT FLUIDISÉ BIOLOGIQUE

L'oxydation biologique de l'azote inorganique (ammoniac) est effectuée en milieu aquatique par des bactéries de la famille des Nitrobacteraceae. Les deux principaux genres de nitrificateurs biologiques sont Nitrosomonas, responsable de l'oxydation de l'ammoniac en nitrite, et Nitrobacter, responsable de l'oxydation du nitrite en nitrate.

La nitrification biologique peut être effectuée en système de traitement biologique par croissance en suspension ou sur film, de pair avec l'oxydation du carbone en réglant de façon appropriée la charge organique, le TSM du système, le pH, la concentration de l'oxygène dissous et la température. On peut aussi faire appel à un système séparé pour l'étape de la nitrificaiton suivant un prétraitement des eaux usées pour en réduire la concentration en carbone organique. On maintient ainsi une proportion plus importante de nitrificateurs à l'étape de la nitrification, ce qui se traduit par des taux de nitrification plus élevés. Selon la USEPA[46], un rapport DBO_5/NTK dans l'alimentation inférieur à 3 est caractéristique d'un procédé à étape de nitrification séparée, tandis qu'un rapport de 5 indique plutôt un procédé mixte oxydation du carbone et nitrification.

La quatrième phase de l'étude avait pour objectif l'évaluation de l'efficacité d'un système biologique à lit fluidisé exploité comme réacteur séparé de nitrification. De légères modifications à l'usine pilote ont permis son utilisation en mode de nitrification (Section 3.1). La concentration de l'oxygène dissous de l'effluent était maintenue à 5 mg/L.

8.1 Qualité de l'alimentation du réacteur

La source d'alimentation du réacteur à lit fluidisé était l'usine de boues activées à aération prolongée à échelle pilote (Section 7.2.3). Cette usine était exploitée de façon à obtenir une nitrification complète des eaux usées brutes provenant de l'usine de traitement Skyway de Burlington. Du chlorure d'ammonium (CIL, qualité alimentaire; BASF & Allied Chemical, qualité technique) était ajouté, à un taux déterminé et réglé à l'alimentation du réacteur à lit fluidisé. Du bicarbonate de soude (Arm & Hammer, Church and Dwight Ltd.) était aussi ajouté en même temps à un taux correspondant à 7 à 10 fois le taux d'ajout d'azote ammoniacal, afin de régler le pH du réacteur et d'assurer que la vitesse de nitrification ne soit pas limitée par l'alcalinité.

L'unité d'aération prolongée produisait un effluent de très grande qualité surtout du point de vue de la concentration du carbone organique. L'alimentation du réacteur à lit fluidisé contenait généralement moins de 5 mg/L de DBO_5 filtrable. Le rapport DBO_5/NTK de l'alimentation du lit fluidisé était inférieur à 0,4 (Tableau 8.1).

TABLEAU 8.1 CARACTÉRISTIQUES DE L'ALIMENTATION DU LIT FLUIDISÉ PENDANT LES ÉTUDES DE NITRIFICATION

	Concentration (mg/L)	
Paramètre	Moyenne	Gamme
COF	8,5	4 - 30
DBO_5 totale	< 8	<5 - 26
DBO_5 filtrable	< 5	<5 - 5
Matières en suspension	7	2 - 86
NTK	23,2	2,7 - 50,1
$N\text{-}NH_3$	19,9	0,9 - 49,3
$N\text{-}NO_3$	14,2	2,4 - 24,2
$N\text{-}NO_2$	0,4	0,1 - 6,2
Alcalinité ($CaCO_3$)	344	200 - 550
pH	-	7,0 - 8,2
Rapport DBO_5/NTK	<0,34	-

L'alimentation du réacteur à lit fluidisé pouvait contenir jusqu'à 25 mg/L de N-nitrate étant donné la nitrification complète des eaux usées brutes effectuée dans l'unité d'aération prolongée. Cette concentration de N-nitrate n'inhiberait cependant pas la nitrification dans le lit fluidisé[47]. On n'a pas noté de limitation par les matières nutritives, en dépit du prétraitement biologique complet des eaux usées.

8.2 Démarrage et acclimatation

Le lit fluidisé qui contenait environ 9,5 g/L de biomasse hétérotrophe a, après l'étape de l'oxydation du carbone, été acclimaté aux conditions de nitrification en accroissant le TSH du système à environ 40 minutes, tout en conservant les eaux usées ayant subi une décantation primaire comme alimentation du système. À la charge

organique d'environ 0,26 g DBO_5/g MVL et au TSM_r de six jours (T = 21°C) ainsi obtenus, on notait l'apparition d'une légère nitrification après environ 12 jours, si l'on se base sur la production nette de N-nitrite dans l'effluent traité. Le TSH du système a été augmenté à 52 minutes, ce qui s'est traduit par une diminution de la charge organique du système à environ 0,22 g DBO_5/g MVL•J. On n'a pas noté d'augmentation appréciable de l'efficacité de la nitrification après quatre jours supplémentaires d'exploitation. On a donc commencé à utiliser l'effluent du traitement par aération prolongée avec ajout de chlorure d'ammonium le 20 octobre 1979. Le TSH du système était maintenu à 52 minutes (basé sur le volume à vide du réacteur). On a noté une amélioration immédiate du taux de production de nitrite, suivie de la transformation du nitrite en nitrate après environ 10 jours, une fois la population de Nitrobacter établie.

Le remplacement des eaux usées brutes ayant subi une décantation primaire par de l'effluent du traitement par aération prolongée de faible DBO_5 s'est traduit par une réduction continue de la teneur en matières volatiles du réacteur biologique à mesure que la population bactérienne nitrifiante remplaçait la population hétérotrophe en place. La perte de matières du système s'accompagnant d'une réduction parallèle de la hauteur du lit fluidisé s'est poursuivie pendant environ 40 jours après le début de l'alimentation en effluent aéré. La concentration des matières volatiles du lit s'est alors stabilisée à environ 2 g/L et la hauteur du lit avait été réduite à 3 mètres d'une hauteur originale de 3,9 m en dépit d'un accroissement de l'écoulement total de 0,46 m^3/m^2•min à 0,71 m^3/m^2•min. Les variations des conditions du lit pendant l'étape d'acclimatation sont présentées à la Figure 8.1. La quantité totale de matières biologiques du lit est passée d'environ 2 500 g au début de l'alimentation en effluent aéré à environ 400 g après 40 jours. L'écoulement hydraulique du réacteur a été augmenté à 0,81 m^3/m^2•min après 60 jours d'exploitation afin que la hauteur du lit atteigne à nouveau le sommet du réacteur. Il n'y avait cependant pas augmentation appréciable de la concentration des matières volatiles du lit après 110 jours.

L'efficacité de la nitrification pendant l'acclimatation est présentée à la Figure 8.2. On a noté une amélioration graduelle de la nitrification dans le système pendant les 30 jours suivant le début de l'alimentation en effluent aéré et la vitesse de celle-ci semblait être stabilisée à environ 0,23 g $N\text{-}NH_3$ oxydé/g MVL•j à une température de 20°C. La concentration de matières volatiles du lit continuait cependant à décroître. La température a été poussée à 25°C afin de favoriser la croissance des nitrificateurs. Le système biologique a réagi par une augmentation de la vitesse de

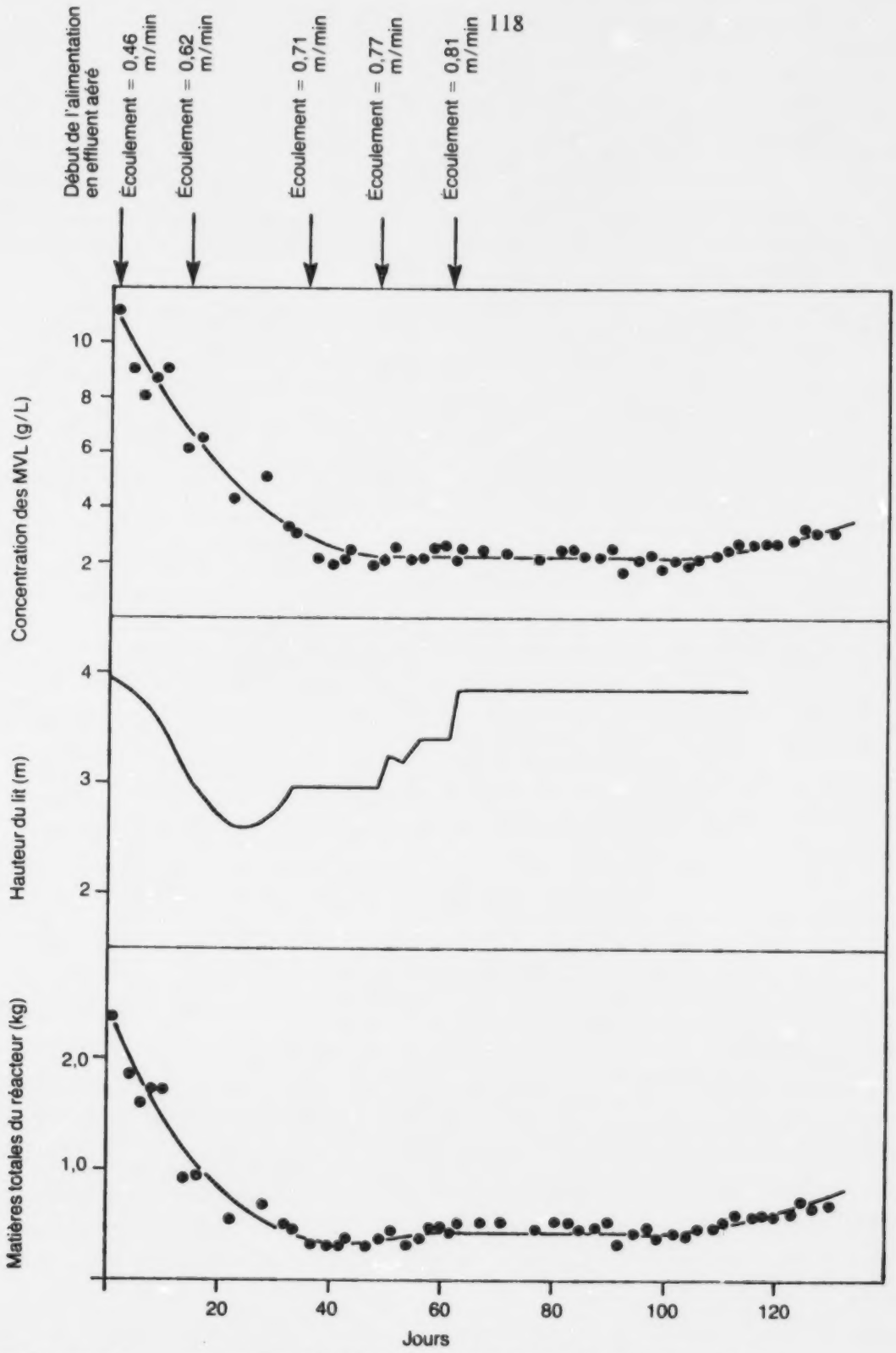

FIGURE 8.1 CONDITIONS DU LIT PENDANT L'ACCLIMATION AUX CONDITIONS DE NITRIFICATION

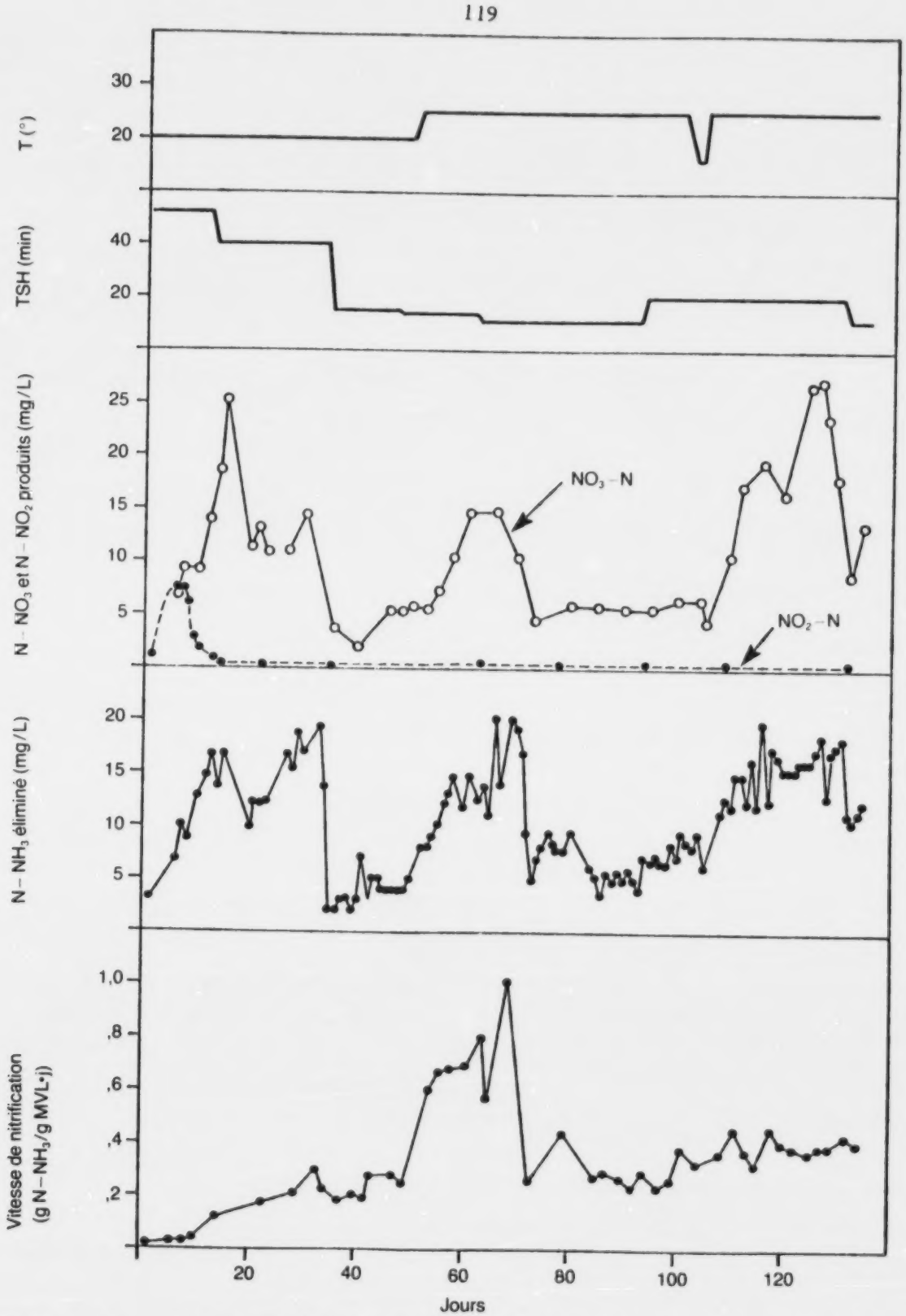

FIGURE 8.2 EFFICACITÉ DE LA NITRIFICATION PENDANT L'ACCLIMATATION

nitrification qui a atteint une valeur maximale d'environ 1 g $N\text{-}NH_3$ oxydé/g MVL•j. La concentration des matières volatiles du lit s'était stabilisée à 2,2 g/L et l'accroissement du flux hydraulique à 0,81 m^3/m^2•min a permis au lit d'atteindre le trop-plein, à 3,9 m.

Le 23 décembre (jour 68) une défaillance de la pompe de retour des boues de l'unité d'aération prolongée s'est traduite par une forte concentration de matières de liqueur mixte dans l'alimentation du lit fluidisé. Du 27 décembre au 3 janvier (jour 72 à jour 79), un mauvais fonctionnement de la pompe d'alimentation en chlorure d'ammonium a provoqué une diminution de la concentration d'azote ammoniacal de l'alimentation à une teneur moyenne de 14 mg/L $N\text{-}NH_3$, comparativement à une teneur antérieure de 20 à 25 mg/L et, pendant de courtes périodes, il n'y eu aucun ajout de chlorure d'ammonium. De plus, le 27 décembre (jour 72), on a remplacé par du chlorure d'ammonium de qualité alimentaire (CIL) qui avait été exclusivement utilisé pendant les acclimatations. La vitesse de nitrification est tombée brusquement à environ 0,3 $n\text{-}NH_3$/g MVL•j après le jour 70.

Une comparaison des vitesses de nitrification effectuée au moyen de tests portant sur des lots de liqueur mixte de l'unité d'aération prolongée et de biomasse provenant du lit fluidisé a montré que le type de chlorure d'ammonium utilisé n'avait pas d'effet significatif sur la vitesse d'oxydation de l'ammoniac. Bien que l'interruption de l'alimentation en chlorure d'ammonium et la défaillance de l'unité d'aération prolongée aient pu affecter la vitesse de nitrification, l'exploitation continue du lit fluidisé à 25°C pendant 60 jours n'a pas permis d'obtenir des vitesses de nitrification s'approchant des valeurs précédentes. La vitesse de nitrification a semblé atteindre un équilibre à une valeur d'environ 0,4 g $N\text{-}NH_3$/g MVL•j.

Il semble que les vitesses de nitrification extrêmement élevées notées entre le jour 55 et le jour 70 indiquent une instabilité de la biomasse du point de vue de la dynamique des populations. On a, en se basant sur des hypothèses, obtenu les données sur la vitesse de nitrification présentées à la Figure 8.3, afin de montrer les effets de la fraction des organismes nitrifiants (f) sur la vitesse d'oxydation de l'ammoniac[46]. On trouve, à partir de ces données, qu'il est possible d'obtenir une vitesse de nitrification d'environ 1 g $N\text{-}NH_3$/g MVL•j à 20°C, si la fraction représentée par les nitrifications s'approche d'environ 0,35. Les données du Tableau 8.2, obtenues de façon similaire, indiquent qu'une fraction de nitrificateurs de 0,35 serait atteinte à un rapport DBO_5/NTK de 0,5, soit une valeur semblable à celle notée pour l'alimentation de l'unité d'aération prolongée. Plusieurs auteurs ont cependant montré qu'il est difficile de maintenir la

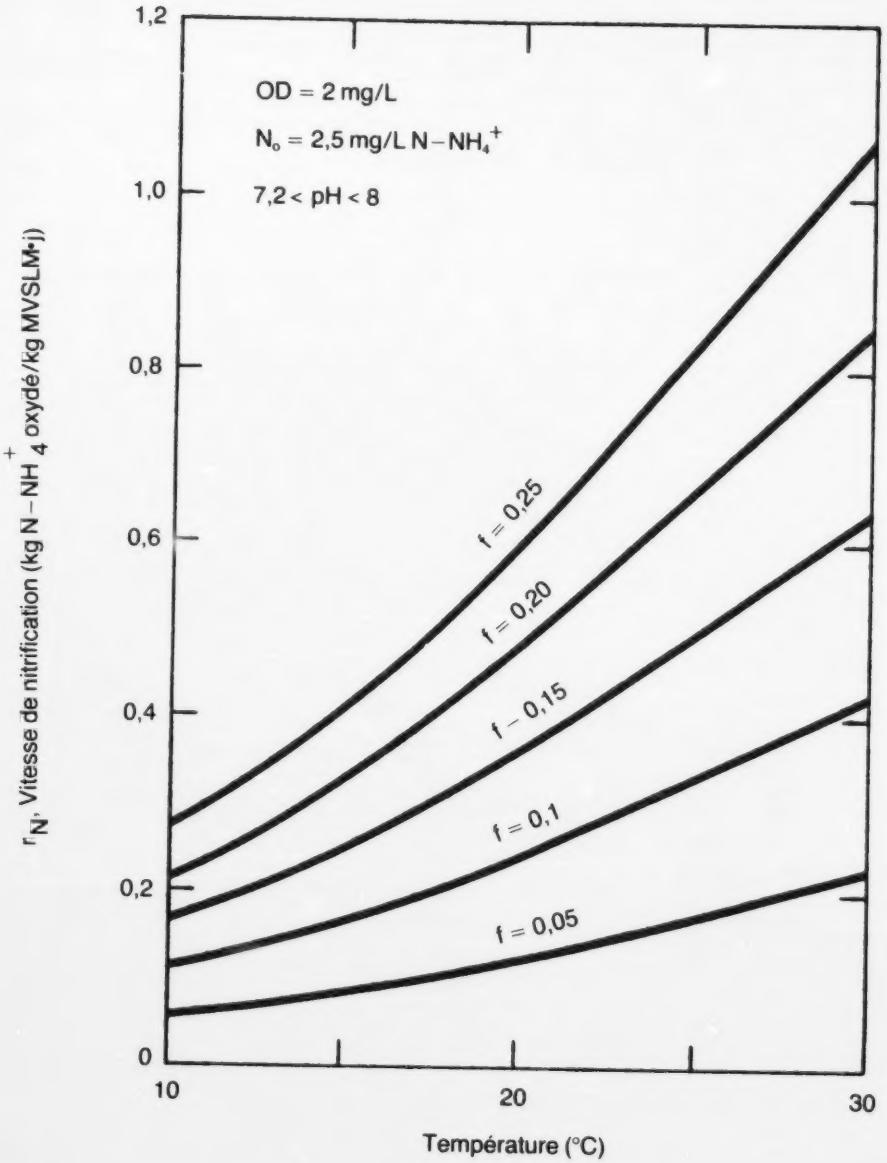

FIGURE 8.3 EFFETS DE LA TEMPÉRATURE ET DE LA FRACTION DE NITRIFICATEURS SUR LA VITESSE DE NITRIFICATION*

* D'après U.S. EPA(46)

nitrification dans un système à croissance en suspension aux faibles rapports DBO_5/NTK, la biomasse étant mal floculée[47,48]. Une situation semblable peut exister dans les systèmes à film fixe, mais nous ne disposons pas d'informations à ce sujet. La fraction élevée de nitrificateurs nécessaires à l'obtention de ces vitesses peut indiquer l'existence d'un film biologique instable. L'impossibilité d'obtenir à nouveau des vitesses de nitrification s'approchant de 1 g $N\text{-}NH_3$/g MVL•j, en dépit d'un fonctionnement prolongé semble appuyer cette hypothèse, mais il serait nécessaire de le confirmer par des études supplémentaires.

TABLEAU 8.2 RELATION ENTRE LA FRACTION DE NITRIFICATEURS ET LE RAPPORT DBO_5/NTK

Rapport DBO_5/NTK	Fraction de nitrificateurs	Rapport DBO_5/NTK	Fraction de nitrificateurs
0,5	0,35	5	0,054
1	0,21	6	0,043
2	0,12	7	0,037
3	0,083	8	0,033
4	0,064	9	0,029

* D'après U.S. EPA[46]

Les données de la période d'acclimatation indiquaient clairement qu'il était nécessaire de faire appel à une longue période d'exploitation pour obtenir un équilibre dans le lit fluidisé, lors de l'utilisation d'une étape de nitrification séparée. De fait, un équilibre parfait n'a jamais été obtenu, la concentration des matières volatiles du lit ayant continué de s'accroître pour atteindre une valeur maximale d'environ 47 g/L le 16 mars (jour 153 après le début de l'alimentation en effluent aéré).

Étant donné le temps nécessaire à l'obtention d'un équilibre après une modification appréciable des paramètres d'exploitation, il ne s'avérait pas pratique de mettre en place un mode d'expérimentation détaillé comme celui utilisé pour la phase d'étude de l'oxydation du carbone (Section 4.1.1). Un nombre limité d'essais en condition de pseudo-équilibre ont été effectués à température constante (25°C). Le temps de séjour hydraulique (TSH) et le taux de charge en azote ammoniacal étaient les principales variables manipulées. À l'exception de l'essai 5, le rapport de recyclage (Q_R/Q_A) a été

modifié de façon à maintenir constant l'écoulement hydraulique (0,81 $m^3/m^2 \cdot min$), donc la hauteur du lit fluidisé. Les données d'exploitation recueillies après le jour 94 (Figure 8.2) ont été considérées comme représentatives de conditions en état de pseudo-équilibre.

8.3 Résultats obtenus en état de pseudo-équilibre

Les résultats de cinq essais en état de pseudo-équilibre sont présentés aux figures 8.4, 8.5 et 8.6. On a considéré le pseudo-équilibre établi une fois la vitesse d'oxydation de l'ammoniac stabilisée. Il y a eu défaillance du dispositif d'alimentation en chlorure d'ammonium lors de l'essai 2 et il s'est écoulé environ 10 jours avant que la vitesse de nitrification ne redevienne normale après remise en marche du dispositif. L'efficacité du système était cependant irrégulière. Les essais 3 et 4 ont été effectués à des temps de séjour et écoulement hydrauliques identiques, mais la concentration de l'alimentation a été réduite à 8,6 mg/L $N\text{-}NH_3$ lors de l'essai 4, comparativement à 26,5 mg/L de $N\text{-}NH_3$ pour l'essai 3.

L'écoulement hydraulique total a été réduit à 0,31 $m^3/m^2 \cdot min$ lors de l'essai 5, afin d'évaluer l'efficacité à des charges d'azote ammoniacal semblables à celles utilisées pour l'essai 4, mais à un plus faible rapport de recyclage (Q_R/Q_A = 3,6). Le rapport de recyclage a été graduellement abaissé de 11 à 3,6 sur une période de cinq jours, afin de réduire l'effet d'un écoulement hydraulique plus faible. À ces écoulements, la hauteur du lit était de 2,7 m, ce qui correspond à un volume sans lit de 136 litres. Le TSH nominal, basé sur ce volume sans lit et le taux d'alimentation en effluent aéré, était de 26 minutes. L'exploitation du système dans ces conditions d'écoulement s'est traduite par une mauvaise fluidisation du sable et des difficultés à régler l'épaisseur du film biologique dans la partie supérieure du lit (Section 4.1.2). La plus importante turbulence s'est traduite par une perte d'environ 160 g de biomasse du système quand l'écoulement hydraulique a été réduit. Étant donné les problèmes d'exploitation dans ces conditions, il n'a été possible de recueillir des données que pendant quatre jours pendant l'essai 5 et ceci sans période d'acclimatation adéquate. Les données semblent concorder avec les résultats obtenus antérieurement, ceci même si l'équilibre n'a probablement pas été atteint.

Un résumé de l'efficacité du lit fluidisé lors des essais en état de pseudo-équilibre est présenté au Tableau 8.3. Les vitesses de nitrification obtenues lors des essais 1 et 2 sont comparables à celles notées pour les systèmes en grandeur réelle à boues séparées et activées par air exploités à des pH semblables et à de faibles rapports DBO_5/NTK[46]. Ainsi, la vitesse maximale de nitrification notée à l'usine Blue Plains

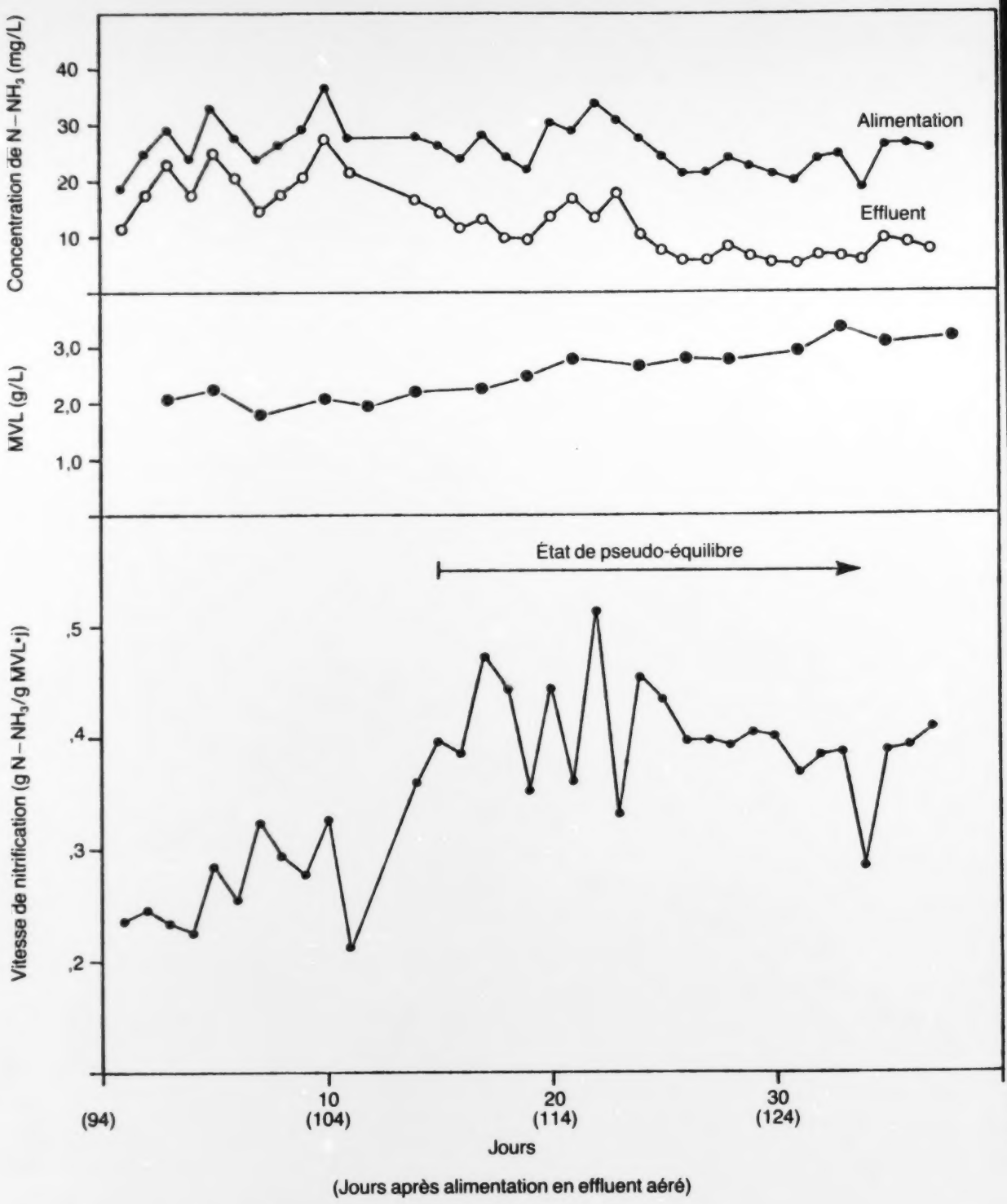

FIGURE 8.4 RÉSULTATS DE L'ESSAI 1 EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE

Conditions:

TSH	=	20 min.
Recyclage	=	5,1
Temp.	=	25°C
Écoulement	=	0,81 m^3/m^2•min.

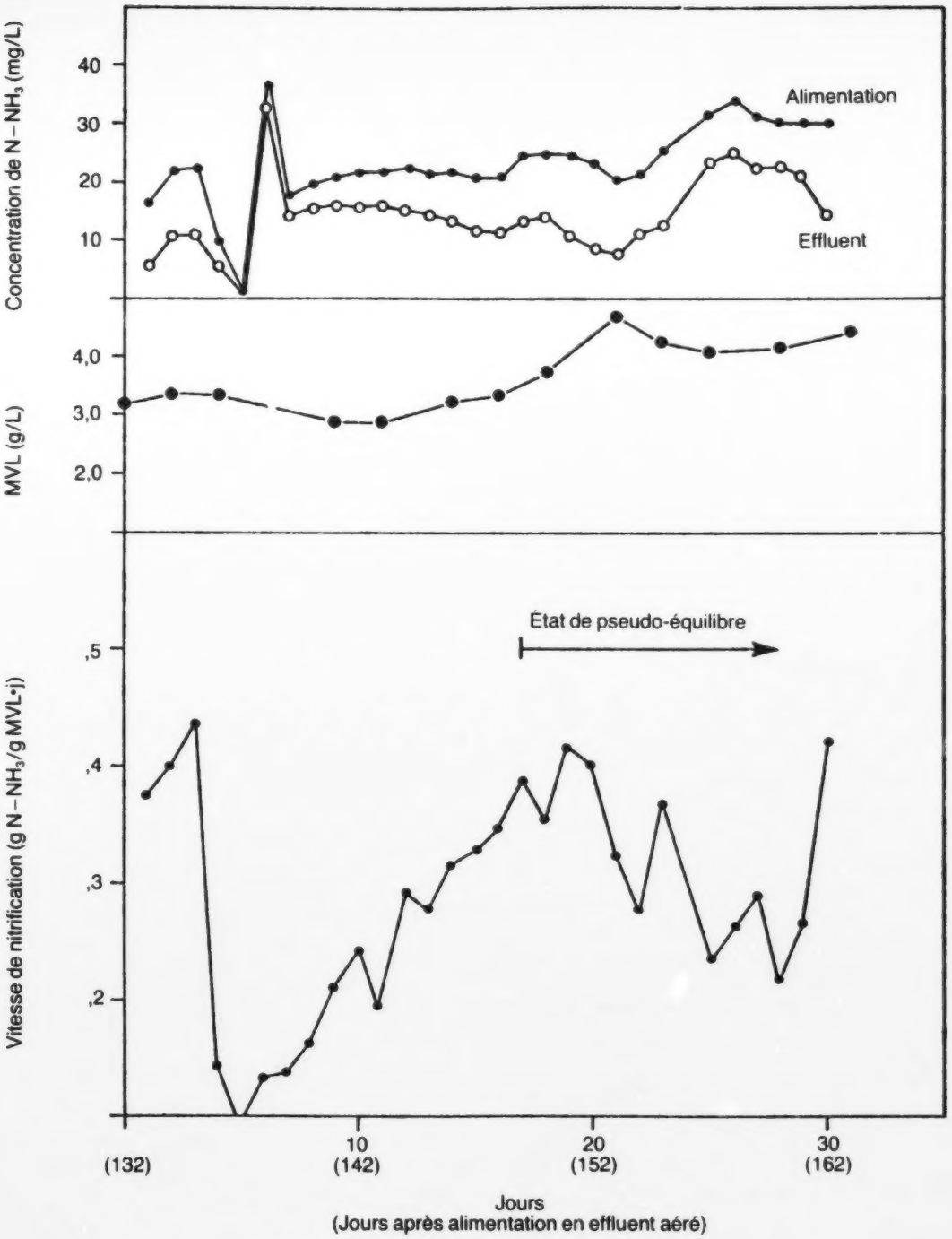

FIGURE 8.5 RÉSULTATS DE L'ESSAI 2 EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE

Conditions:

TSH	=	12 min.
Recyclage	=	2,5
Temp.	=	25°C
Écoulement	=	0,81 $m^3/m^2 \cdot min.$

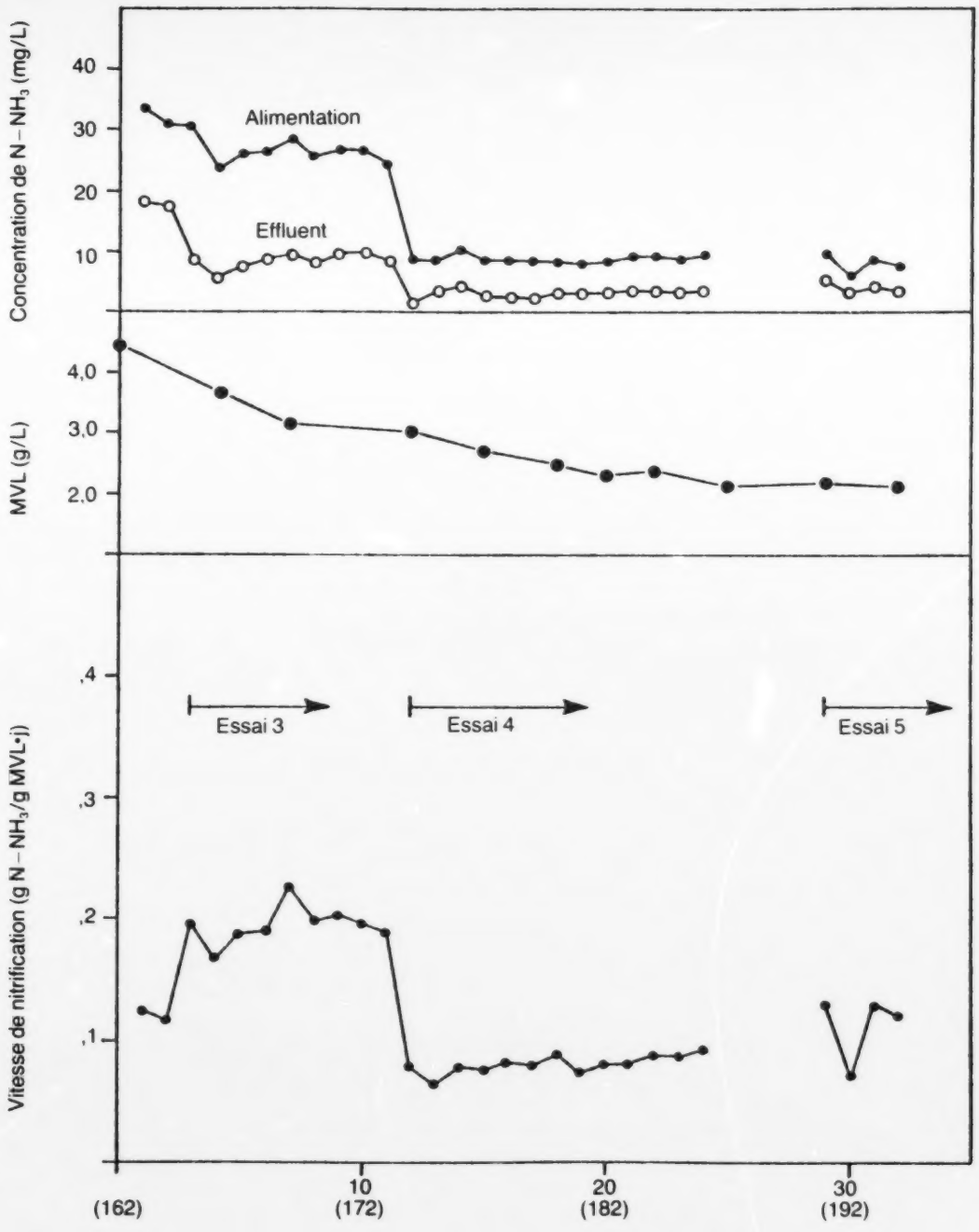

FIGURE 8.6 RÉSULTATS DES ESSAIS 3, 4 ET 5 EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE

		Essais 3, 4	Essais 5
Conditions:	TSH (min)	40	26
	Recyclage	11	3,6
	Temp. (°C)	25	25
	Écoulement ($m^3/m^2 \cdot min$)	0,81	0,31

(boues activées par air, pH de 6,8-7,2 DBO_5/NTK = 1,3, 25°C) était d'environ 0,25 - 0,35 g $N\text{-}NH_3$/g MVSLM•j[46]. On n'a pas noté de différence appréciable entre les vitesses de nitrification des essais 1 et 2, en dépit de l'efficacité irrégulière notée lors de l'essai 2.

Le temps de séjour hydraulique a été augmenté à 40 minutes pendant l'essai 3, réduisant ainsi la charge en azote ammoniacal à environ 0,3 g $N\text{-}NH_3$/MVL•j. Cette charge, si on se base sur les résultats des essais 1 et 2 devrait avoir permis une élimination essentiellement complète de l'azote ammoniacal de l'effluent secondaire. La teneur moyenne de $N\text{-}NH_3$ de l'effluent de l'essai 3 était cependant de 8,4 mg/L. La vitesse de nitrification était réduite à 0,20 g $N\text{-}NH_3$/g NVL•j. On a noté de façon similaire lors de l'essai 4, quand la charge d'azote ammoniacal a été réduire à environ 0,12 g $N\text{-}NH_3$/g MVL•j en diminuant la concentration de $N\text{-}NH_3$ de l'alimentation à 8,6 mg/L, que la vitesse de nitrification biologique était de 0,08 g $N\text{-}NH_3$/g MVL•j et que l'effluent du lit fluidisé contenait en moyenne 3,1 mg/L de $N\text{-}NH_3$.

Les effets de la charge d'azote ammoniacal du système sur le taux d'élimination de l'ammoniac sont présentés à la Figure 8.7. Aux charges élevées (>0,55 g $N\text{-}NH_3$/g MVL•j), la vitesse de nitrification était relativement constante et d'environ 0,4 g $N\text{-}NH_3$ oxydé/MVL•j. Cette valeur représente la vitesse maximale de nitrification dans ces conditions. Aux charges moins importantes, l'efficacité de l'élimination était relativement constante et se maintenait entre 60 et 70 pour cent. Cette forme de relation entre la charge et l'élimination (Figure 8.7) est identique à celle trouvée par Odegaard et Rusten[49] pour la nitrification en contacteur biologique rotatif. Ces auteurs ont signalé l'existence d'une charge critique d'environ 100 à 150 mg $N\text{-}NH_4/m^2$•h; au-delà, la vitesse de nitrification était maximale et indépendante de la charge, tandis qu'en deça de cette valeur la vitesse était linéairement fonction de la charge de nitrification.

Odegaard et Rusten[49] ont aussi démontré que, pour la nitrification en contacteur biologique rotatif, le processus présentait une cinétique d'ordre zéro aux concentrations de $N\text{-}NH_4$ supérieures à 4-6 mg/L. En dessous de cette valeur, la vitesse de nitrification était fonction de la concentration. Les auteurs ont supposé l'existence d'une dépendance de premier ordre pour la concentration en dessous de la concentration seuil.

La vitesse de nitrification dans le lit fluidisé en état de pseudo-équilibre semblait aussi présenter une dépendance en fonction de la concentration. On trouvera à la Figure 8.8 une illustration de l'effet de la concentration en N ammoniacal de l'alimentation du réacteur sur la vitesse de nitrification. La concentration dans

TABLEAU 8.3 RÉSUMÉ DES ESSAIS DE NITRIFICATION EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE

	Essai en pseudo-équilibre n°				
	1	2	3	4	5
Conditions d'exploitation					
TSH (min)*	20	11,7	40	40	26
Rapport de recyclage	5,1	2,5	11,0	11,0	3,6
Écoulement hydraulique ($m^3/m^2 \cdot min$)	0,81	0,81	0,81	0,81	0,31
Température (°C)	25	25	25	25	25
OD de l'effluent (mg/L)	5	5	5	5	5
Moyenne de MVL (g/L)	2,78	4,21	3,25	2,56	2,06
Qualité moyenne de l'alimentation (mg/L)					
COF	8	7	8	7	10
NTK	26,7	29,1	31,4	11,2	12,6
$N\text{-}NH_3$	24,8	27,1	26,5	8,6	8,2
$N\text{-}NO_3$	16,4	14,1	10,8	13,0	11,4
$N\text{-}NO_2$	0,4	0,2	0,2	0,3	0,2
Matières en suspension	6	7	7	3	4
pH (gamme)	7,7 - 8,3	7,7 - 8,2	7,8 - 8,1	7,6 - 8,1	7,8
Qualité moyenne de l'effluent (mg/L)					
COF	7	6	7	6	8
NTK	10,7	17,7	11,0	5,5	7,6
$N\text{-}NH_3$	9,4	16,0	8,4	3,1	4,0
$N\text{-}NO_3$	35,3	24,2	28,4	18,8	14,8
$N\text{-}NO_2$	0,5	0,8	0,5	0,5	0,3
Matières en suspension	4	6	7	5	5
pH (gamme)	6,6 - 7,4	6,7 - 7,3	6,8 - 7,1	7,1 - 7,3	7,1
Vitesse de nitrification moyenne ($g\ N\text{-}NH_3/g\ MVL \cdot j$)	0,39	0,33	0,20	0,08	0,11

* TSH basé sur le taux d'alimentation en effluent aéré et sur le volume libre du réacteur

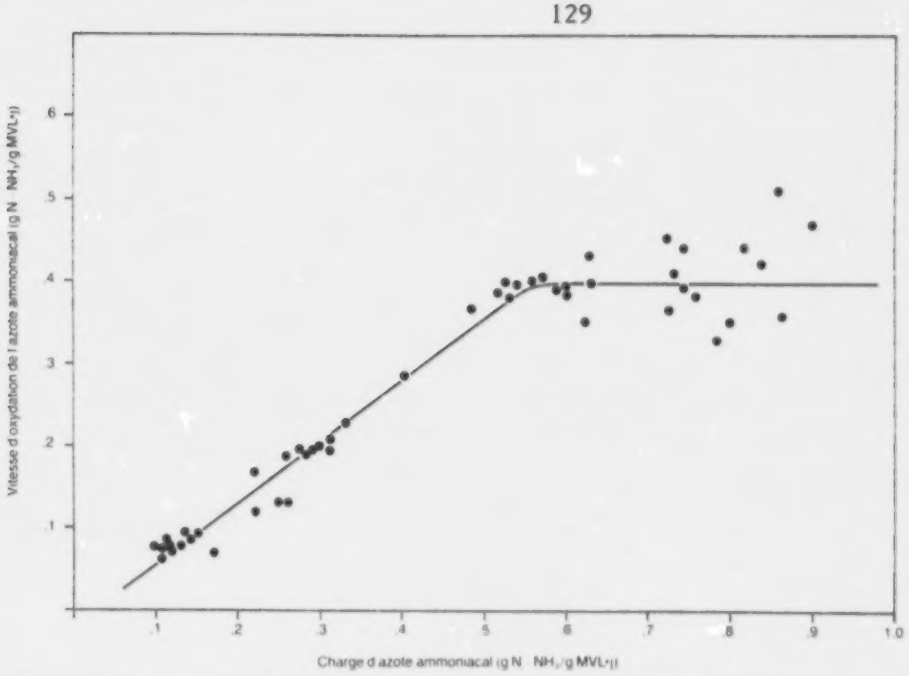

FIGURE 8.7 EFFET DE LA CHARGE D'AMMONIAC SUR LA VITESSE DE NITRIFICATION

l'alimentation du réacteur a, dans ce cas, été calculée en se basant sur la concentration de N ammoniacal de l'alimentation de l'unité d'aération prolongée et du fluide de dilution de l'alimentation du réacteur provenant du recyclage de l'effluent. Ces données sont très peu groupées. Le régime de mélange interne au sein du lit fluidisé est du type écoulement en bloc et il y a donc diminution de la concentration de l'azote ammoniacal en fonction de la hauteur du réacteur. Ce phénomène peut en partie expliquer la variabilité des données. Les données pour l'écoulement élevé ont, de plus, été recueillies pendant les essais 1 et 2, à un rapport de recyclage relativement faible, comparativement aux données d'écoulement plus faible recueillies aux rapports de recyclages élevés des essais 3 et 4. On note, en dépit de la variabilité des données, que la concentration de $N\text{-}NH_3$ limitante au-dessus de laquelle l'efficacité de l'élimination est indépendante de la concentration de l'alimentation était de 5 à 10 mg $N\text{-}NH_3/L$.

Les effets de la charge en azote ammoniacal sur la concentration d'ammoniac de l'effluent traité sont présentés à la Figure 8.9. Il a été difficile, tout au long des essais en pseudo-équilibre, de produire un effluent contenant moins de 1,0 mg $N\text{-}NH_3/L$. La plus faible concentration obtenue a été de 1,7 mg $N\text{-}NH_3/1$, lors de l'essai 4.

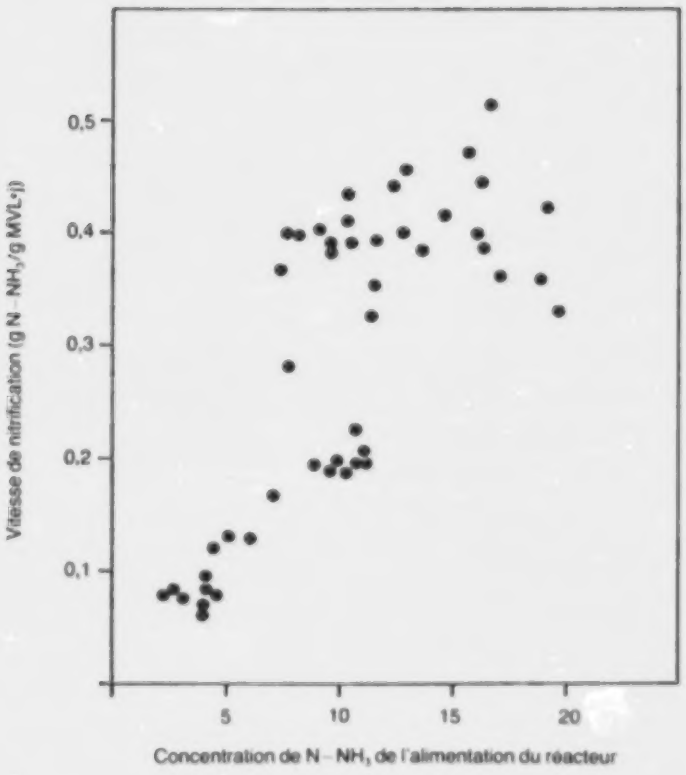

FIGURE 8.8 EFFET DE LA CONCENTRATION DE N AMMONIACAL DE L'ALIMENTATION SUR ! A VITESSE DE NITRIFICATION

8.4 Cinétique de la nitrification du procédé à lit fluidisé biologique

Les données d'efficacité en état de pseudo-équilibre indiquant une dépendance à la concentration de la vitesse de nitrification, une série d'évaluations cinétiques par lots a été effectuée à l'aide du réacteur. Le flit fluidisé était exploité en mode de recyclage complet et la vitesse d'oxydation de l'ammoniac était contrôlée après l'ajout d'une petite quantité de chlorure d'ammonium. Le pH du système était réglé par ajout manuel de bicarbonate de soude. La concentration d'oxygène dissous dans la partie supérieure du lit était réglée à environ 5 mg/L. L'écoulement hydraulique utilisé pour les essais par lots a été le même que celui utilisé pour l'exploitation en continu (0,81 $m^3/m^2 \cdot min$).

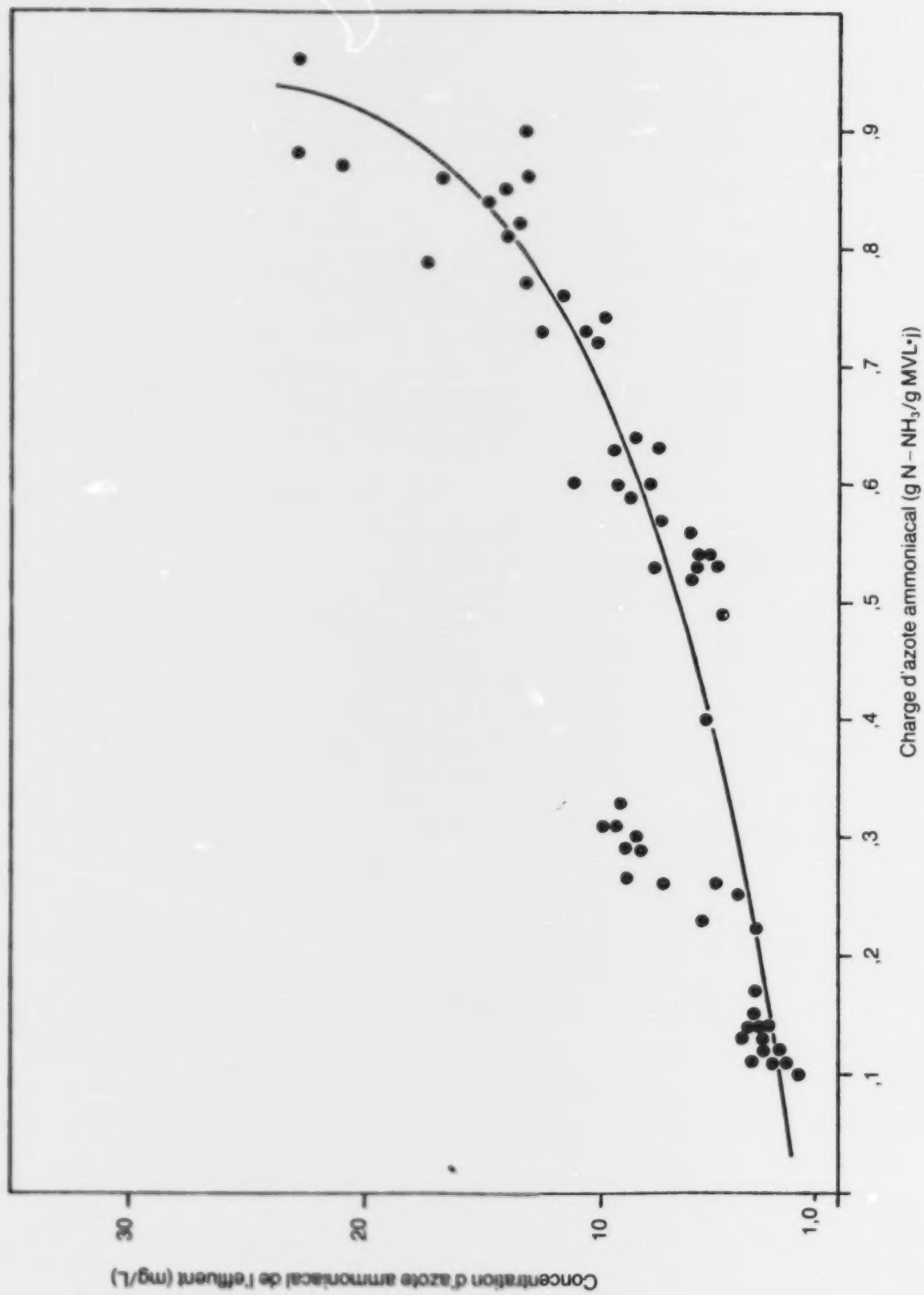

FIGURE 8.9 EFFET DE LA CHARGE D'AMMONIAC SUR LA QUALITÉ DE L'EFFLUENT DU LIT FLUIDISÉ

Les résultats de quatre essais par lot sont présentés sous forme graphique aux figures 8.10 à 8.13. La nature non linéaire de la cinétique du processus apparaît dans tous les cas. On a fait appel à une technique d'estimation non linéaire par moindres carrés pour ajuster les données expérimentales des essais par lot à des modèles de cinétiques d'ordres zéro, 1/2 et un où:

$$-dC/dt = kC^n ; n = 0, 1/2, 1 \qquad (8.1)$$

Les prévisions obtenues des modèles les mieux ajustés sont présentées aux figures 8.10 à 8.13.

La méthode de discrimination de modèles par vraisemblances[50] a servi à confirmer le bon ajustement apparent de la cinétique générale d'ordre 1/2 de la nitrification. Les résultats obtenus par le test de discrimination de modèles pour les quatre essais par lot de cinétique sont présentés au Tableau 8.4. Dans tous les cas, le modèle d'ordre 1/2 s'avérait préférable, mais il était très préférable lors des essais 1, 2 et 3. Selon Reilly[50], un rapport de vraisemblance de 10 entre des paires de modèles suggère une différence de plausibilité de modèle, tandis qu'un rapport de 100 indique une forte préférence pour le modèle.

Plusieurs chercheurs[51,52,53,54,55] ont étudié les effets de la diffusion de la masse générale du liquide vers le film biologique dans des réacteurs biologiques à film fixe et ont conclu que les réactions normalement d'ordre zéro devenaient des réactions générales d'ordre 1/2 dans les films biologiques en partie pénétrés par le substrat. Lamotta[54] a démontré que l'ordre de réaction observé d'une réaction d'ordre n modifiée de façon appréciable par la diffusion poreuse serait:

$$\text{Ordre observé} = \frac{(n - 1)}{2} \qquad (8.2)$$

où n est l'ordre intrinsèque de la réaction.

La nature de l'ordre cinétique zéro de la réaction d'oxydation biologique de l'ammoniac a été bien étudiée pour des concentrations d'azote ammoniacal atteignant des valeurs relativement faibles (1-3 mg/L)[46,56]. L'ordre zéro de la réaction de nitrification a été confirmé en faisant une suspension de biomasse de lit fluidisé dans une solution aérée et uniforme de chlorure d'ammonium dans des conditions constantes de pH, de température et d'oxygène dissous et en contrôlant la diminution de la concentration d'ammoniac. Les résultats d'un de ces essais sont présentés à la Figure 8.14.

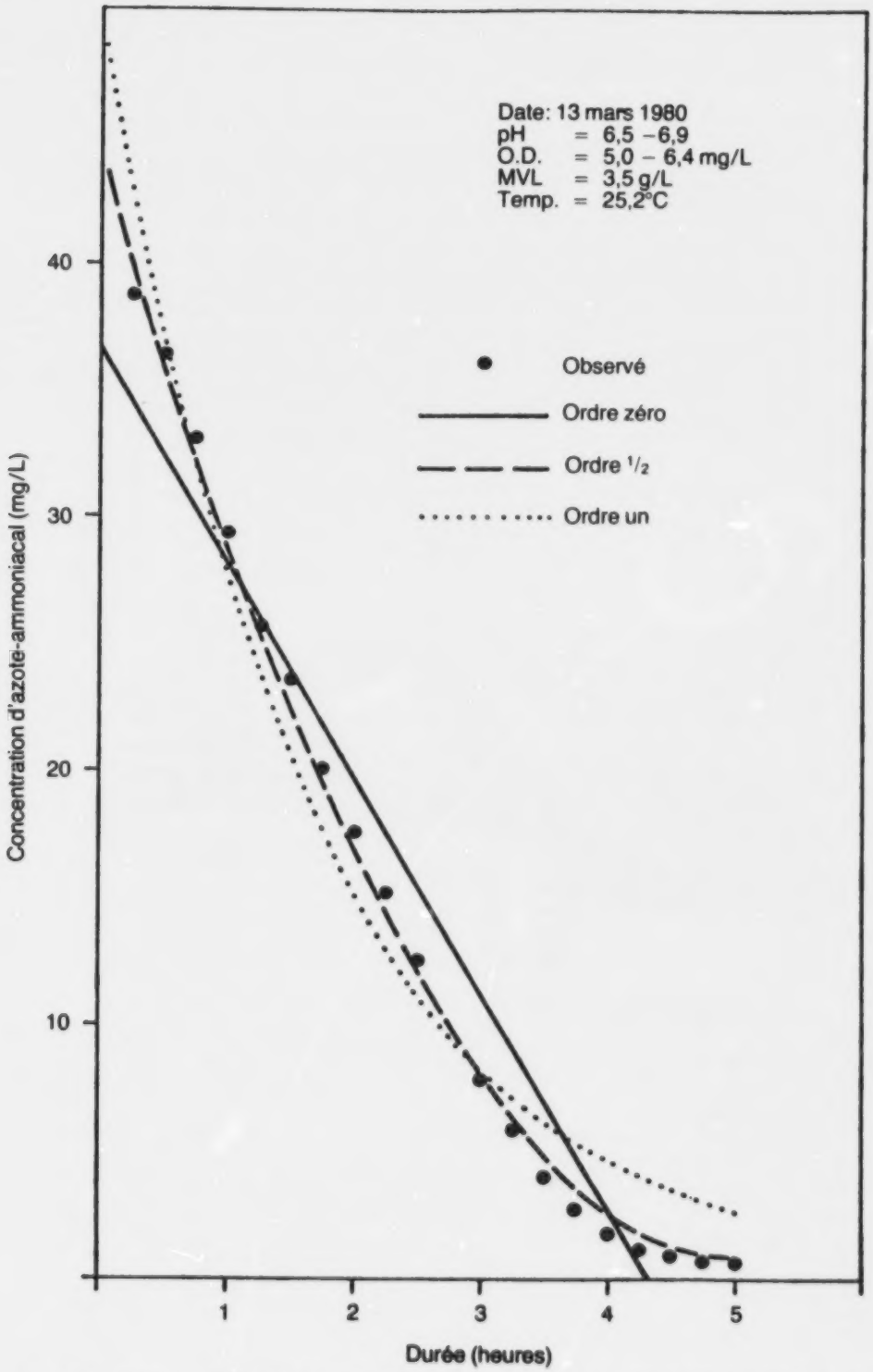

FIGURE 8.10 RÉSULTATS D'ESSAIS DE CINÉTIQUE PAR LOTS EN LIT FLUIDISÉ - ESSAI 1

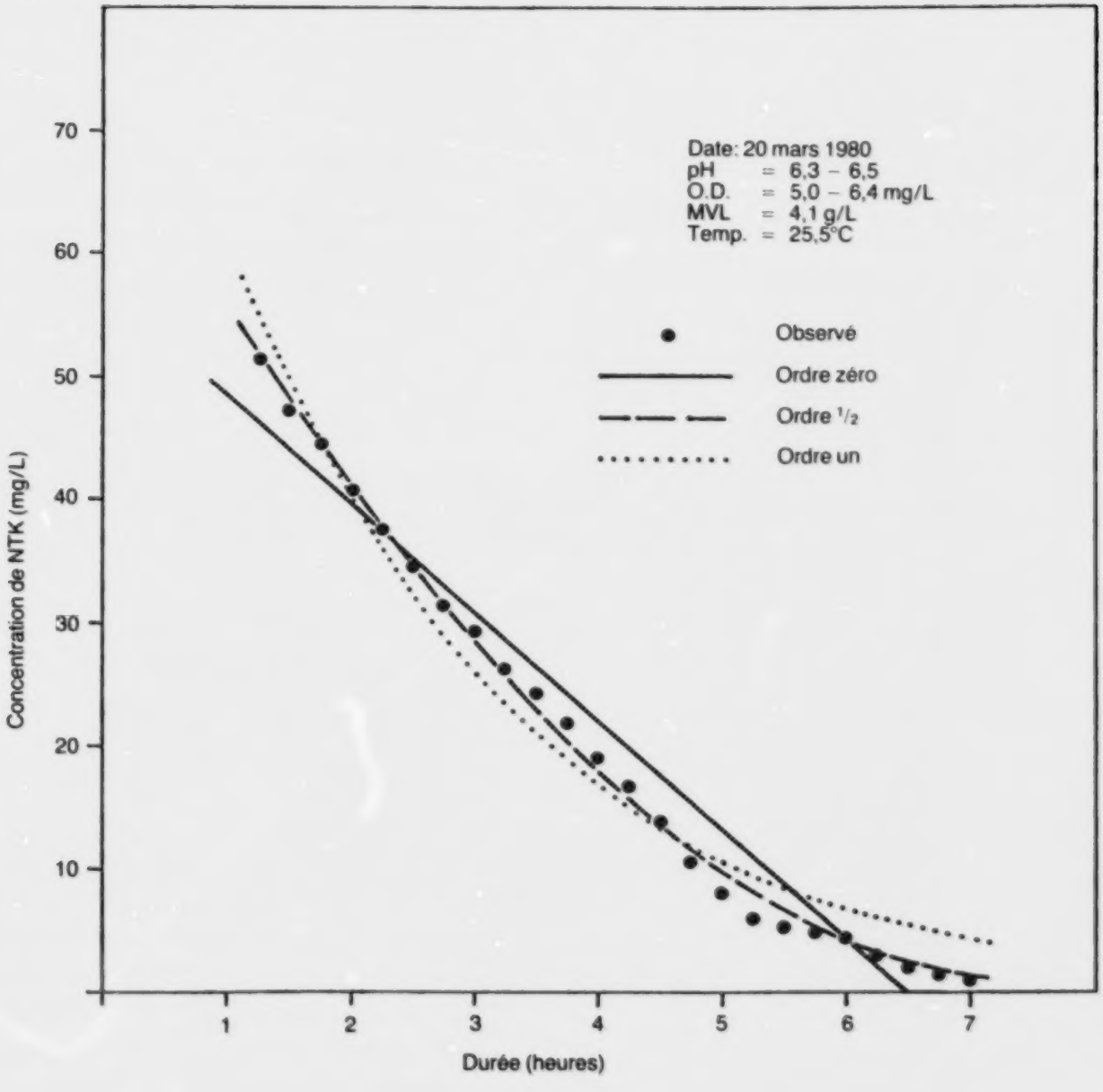

FIGURE 8.11 RÉSULTATS D'ESSAIS DE CINÉTIQUE PAR LOTS EN LIT FLUIDISÉ - ESSAI 2

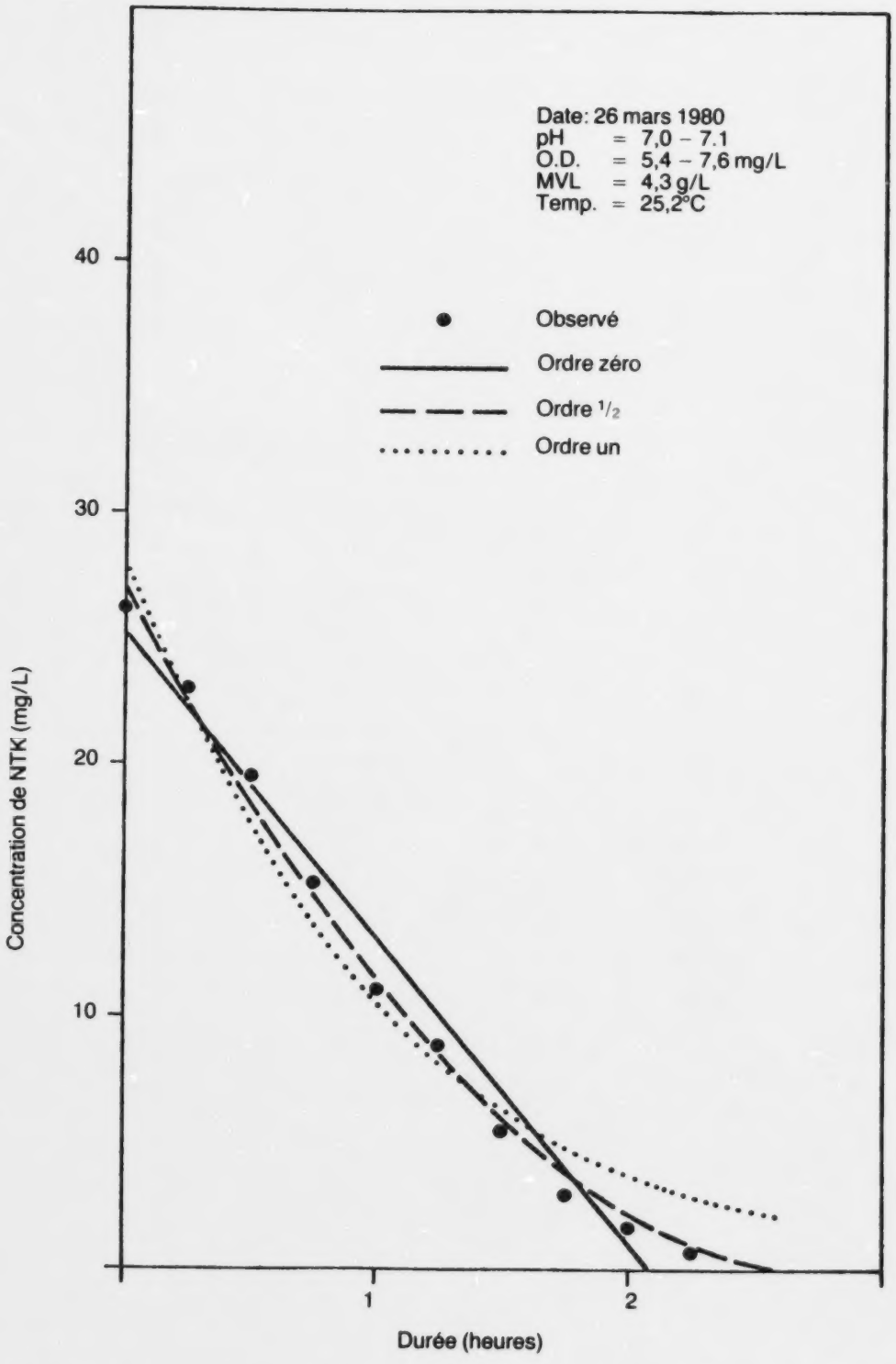

FIGURE 8.12 RÉSULTATS D'ESSAIS DE CINÉTIQUE PAR LOTS EN LIT FLUIDISÉ - ESSAI 3

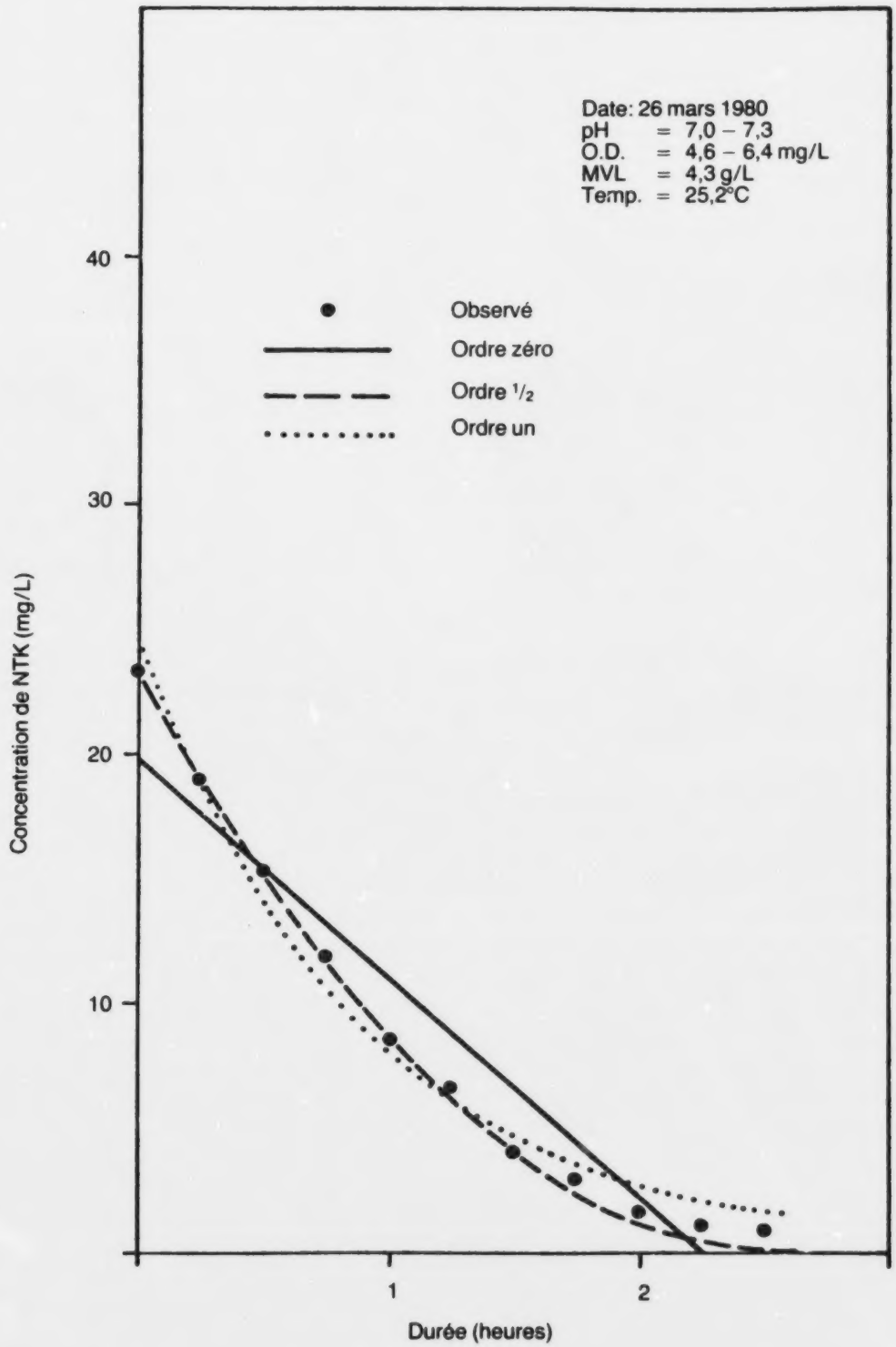

FIGURE 8.13 RÉSULTATS D'ESSAIS DE CINÉTIQUE PAR LOTS EN LIT FLUIDISÉ - ESSAI 4

TABLEAU 8.4 RÉSULTATS DE LA DISCRIMINATION DE MODÈLES POUR LES ESSAIS DE NITRIFICATION PAR LOTS

Date	Essai n°	Ordre du modèle	Somme des carrés résiduelle	Vraisemblance du modèle selon Reilly[50]
13 mars 1980	1	Zéro	175,5	1,0
		1/2	7,9	$2,5 \times 10^{36}$
		Un	101,9	$9,6 \times 10^{15}$
20 mars 1980	2	Zéro	219,0	1,0
		1/2	22,5	$4,7 \times 10^{42}$
		Un	193,6	$3,3 \times 10^{5}$
26 mars 1980	3	Zéro	19,3	$2,1 \times 10^{2}$
		1/2	4,5	$3,7 \times 10^{5}$
		Un	30,1	1,0
26 mars 1980	4	Zéro	45,1	1,0
		1/2	1,5	$2,9 \times 10^{9}$
		Un	8,3	$9,8 \times 10^{7}$

Il ressort des essais cinétiques par lots que les limites de diffusion sont appréciables dans le lit fluidisé en conditons nitrifiantes, cela en dépit de la minceur (<100 µm) des biofilms du réacteur biologique.

Pour confirmer la cinétique d'ordre 1/2 de la nitrification, on a ajusté les données obtenues en état de pseudo-équilibre à un modèle de cinétique d'ordre 1/2. On trouve, pour le régime de mélange du CRMC identifié pour le système à lit fluidisé en condition de recyclage (Section 3.3), que le temps de séjour hydraulique (TSH) nominal et la conversion partielle de l'azote ammoniacal ($X = (C_o - C)/C_o$, où C_o est la teneur en $N\text{-}NH_3$ de l'alimentation et C la teneur en $N\text{-}NH_3$ de l'effluent) présentent une relation prenant la forme:

$$TSH = \frac{C_o X}{-r} \qquad (8.3)$$

où r est la vitesse de réaction.

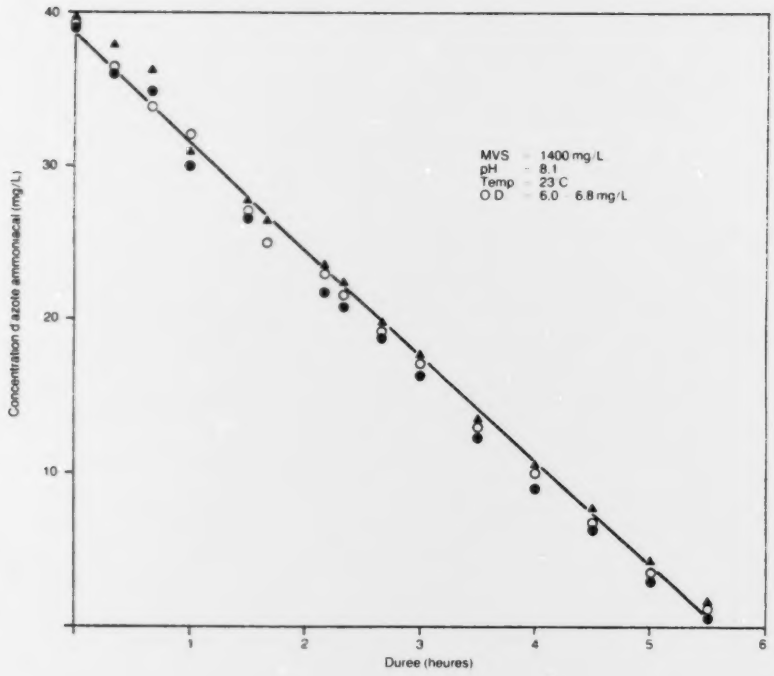

FIGURE 8.14 CINÉTIQUE DE NITRIFICATION PAR LOTS DE BIOMASSE EN SUSPENSION DE LIT FLUIDISÉ

L'équation de la vitesse pour une réaction d'ordre 1/2 est:

$$-r = -\frac{dC}{dt} = kC^{1/2} \qquad (8.4)$$

où k est la constante de la vitesse de réaction.

La réaction d'ordre 1/2 pour un CRMC devient, si l'on réunit les deux équations:

$$TSH = C_o X/(kC^{1/2}) \qquad (8.5)$$

Les données correspondant à l'état de pseudo-équilibre sont reportées, selon la relation présentée par l'équation 8.5, à la Figure 8.15.

Les données de la Figure 8.15 présentent une variabilité appréciable. Une bonne partie de la variabilité peut s'expliquer par le fait qu'un grand nombre des données à

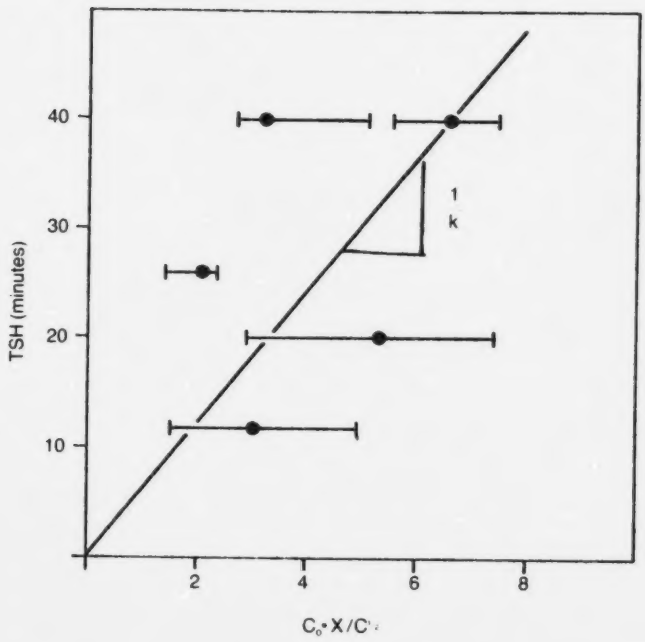

FIGURE 8.15 DONNÉES SUR LA VITESSE DE NITRIFICATION EN ÉTAT DE PSEUDO-ÉQUILIBRE

l'état d'équilibre ont été recueillies quand l'effluent présentait des concentrations importantes de $N\text{-}NH_3$. L'absence d'un vrai état d'équilibre pour le procédé peut aussi avoir influé sur les résultats.

On note cependant qu'en dépit de la variabilité des résultats, la constante de vitesse k, obtenue des données d'état de pseudo-équilibre de la Figure 8.15, concorde avec les constantes de vitesse d'ordre 1/2 obtenues des essais cinétiques par lots. Les constantes de vitesse sont comparées au Tableau 8.5. On a, pour la constante des essais cinétiques par lots, corrigé la valeur de k tirée des figures 8.10 et 8.13 afin d'éliminer l'effet de la cuve de séparation du sable (Figure 3.1) sur la vitesse mesurée de la dégradation de l'azote ammoniacal.

8.5 Effet de la cinétique sur la nitrification en lit fluidisé

La dépendance envers la concentration découlant des limitations de la diffusion dans le film biologique, identifiée pendant la modélisation cinétique du système

TABLEAU 8.5 CONSTANTES DE VITESSE D'ORDRE 1/2 POUR LA NITRIFICATION BIOLOGIQUE

Source	Constante de vitesse, k ($mg^{1/2} \cdot L^{-1/2} \cdot h^{-1}$)
Essai 1	9,26
Essai 2	7,95
Essai 3	13,72
Essai 4	12,92
Moyenne - essais par lots	10,96
Limites de confiance de 95% Essais par lots	7,65 - 14,66
Données pour l'état de pseudo-équilibre	9,90

à lit fluidisé, est importante pour la conception d'un système séparé de nitrification par lit fluidisé, ceci à cause du mode de mélange de la CRMC dû à la boucle de recyclage de l'oxygénateur. Le réacteur CRMC doit être plus grand qu'un réacteur à écoulement en bloc afin de permettre l'obtention d'une efficacité équivalente d'élimination quand la vitesse de réaction est fonction de la concentration[29].

Si l'on se base sur la constante de vitesse de réaction moyenne obtenue lors des essais cinétiques par lots (k = 10,96 $mg^{1/2} \cdot L^{-1/2} \cdot h^{-1}$), définie de façon plus précise que celle obtenue lors des essais en état de pseudo-équilibre, on obtient l'effet de la concentration de l'alimentation (C_o) et du temps de séjour hydraulique (TSH) sur la concentration de N ammoniacal de l'effluent dont les valeurs sont présentées à la Figure 8.16. La qualité prévue de l'effluent, basée sur la Figure 8.16, est comparée, au Tableau 8.6, à la qualité réelle moyenne de l'effluent notée lors des essais en état de pseudo-équilibre. Le modèle cinétique surestime la concentration de l'effluent aux fortes concentrations d'azote ammoniacal dans l'effluent et en sous-estime la concentration aux faibles concentrations dans l'effluent, mais la concordance entre les qualités prévue et réelle de l'effluent est relativement bonne, si l'on tient compte de la variabilité des données. La concentration prévue dans l'effluent ne varie pas de plus de $\pm$ 2,5 mg/L pour une gamme de concentrations variant de 3,1 à 16,0 mg $N\text{-}NH_3$ par litre.

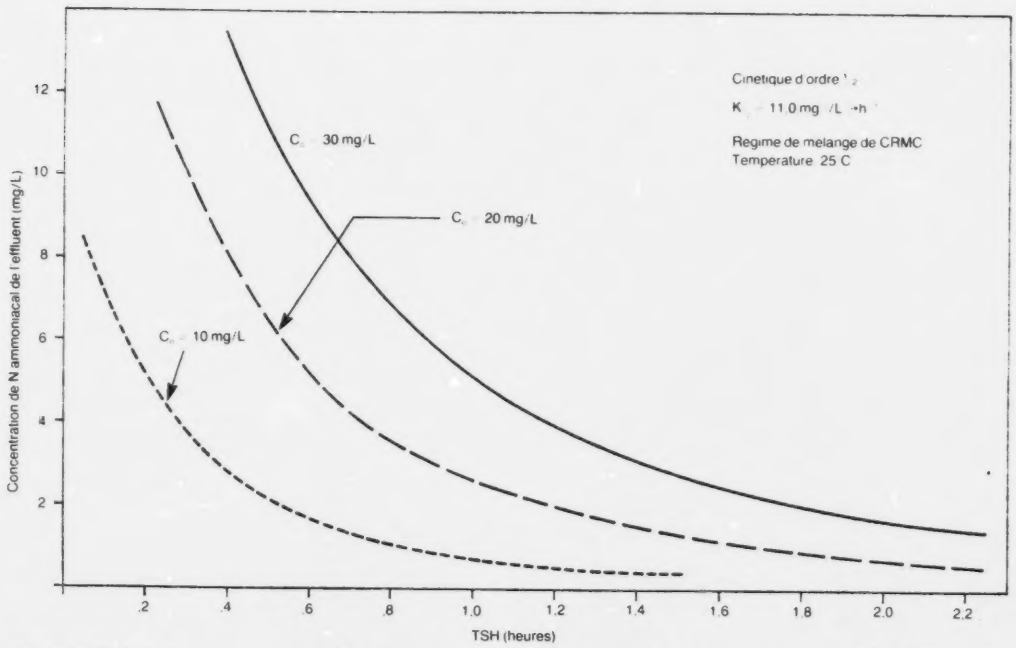

FIGURE 8.16 PRÉVISION DE LA QUALITÉ DE L'EFFLUENT OBTENUE PAR UNE ÉTAPE SÉPARÉE DE NITRIFICATION EN LIT FLUIDISÉ

TABLEAU 8.6 COMPARAISON DES CONCENTRATIONS PRÉVUES ET RÉELLES D'AZOTE AMMONIACAL DE L'EFFLUENT

Essai en état de pseudo-équilibre	Concentration d'azote ammoniacal de l'effluent (mg/L)		
	Prévue	Réelle	Différence
1	12,2	9,4	+2,6
2	18,0	16,0	+2,0
3	7,0	8,4	-1,4
4	1,1	3,1	-2,0
5	1,8	4,0	-2,2

Les conditions d'exploitation, basées sur le modèle cinétique d'ordre 1/2, nécessaires pour obtenir diverses concentrations d'azote ammoniacal dans l'effluent sont présentées sous forme résumée au Tableau 8.7. Il apparaît clairement que le respect d'une norme sévère pour la teneur en azote ammoniacal de l'effluent ($\leq$ 1,0 mg/L) a un effet appréciable sur la rentabilité du procédé par lit fluidisé de par le volume de réacteur nécessaire à l'obtention d'une importante élimination d'ammoniac.

TABLEAU 8.7 CONDITIONS D'EXPLOITATION DU LIT FLUIDISÉ COMME ÉTAPE SÉPARÉE DE NITRIFICATION POUR OBTENIR DES CONCENTRATIONS D'AZOTE AMMONIACAL DANS L'EFFLUENT DE 5 mg/L et de 1 mg/L (Temp. = 25°C)

$N\text{-}NH_3$ de l'effluent (mg/L)	$N\text{-}NH_3$ de l'alimentation (mg/L)	TSH* (min)	Charge unitaire** (g $N\text{-}NH_3$/g MVL•j)	Charge volumique (kg $N\text{-}NH_3/m^3$•j)	Taux d'élimination spécifique (g $N\text{-}NH_3$/g MVL•j)
5	30	60	0,24	0,72	0,20
	20	37	0,26	0,78	0,19
	10	12	0,40	1,20	0,20
1	30	159	0,09	0,27	0,09
	20	104	0,09	0,28	0,09
	10	49	0,10	0.29	0,09

* TSH basé sur le volume du réacteur sans lit et le taux d'alimentation en effluent secondaire
** Charge et élimination basées sur une concentration de MVL de 3 g/L

Il est difficile de comparer l'efficacité du procédé par lit fluidisé comme étape de nitrification séparée avec les données théoriques d'autres systèmes semblables. Les systèmes séparés de croissance en suspension sont normalement conçus pour fonctionner à un rapport DBO_5/NTK variant de 1,5 à 3, étant donné les problèmes résultant de la séparation des solides biologiques aux faibles concentrations de carbone organique de l'alimentation. La DBO_5 plus élevée de l'alimentation utilisée pour les systèmes à croissance en suspension a un effet important sur la fraction de nitrificateurs présents, donc sur les vitesses d'élimination obtenues.

On a, de façon similaire, effectué d'autres études[7,57] de la nitrification séparée par lit fluidisé portant sur des rapports carbone organique/azote plus élevés. Jeris et coll.[7] ont utilisé un rapport DCO/N-NH_3 de 3,7 mais n'ont présenté aucune donnée pour la DBO_5. Les données, non publiées, de Sutton et coll.[57] ont été recueillies à un rapport DBO_5/N-NH_3 d'environ 2. Des concentrations de matières volatiles du lit significativement plus élevées (5 200 à 8 500 mg/L) sont, dans les deux cas, apparues dans le lit fluidisé, mais l'on peut s'attendre à une fraction de nitrificateurs proportionnellement plus faible. Jeris et coll.[7] ont signalé un taux d'élimination spécifique d'environ 0,30 g N-NH_3/g MVL•j à 24°C, valeur près du taux maximum obtenu lors de la présente étude. Il était facile, si l'on se base sur les résultats obtenus par ces auteurs, de maintenir une concentration de N ammoniacal de l'effluent inférieure à 1 mg/L. Les résultats non publiés obtenus par Sutton et coll.[57] indiquent des taux d'élimination du même ordre que ceux observés à l'usine pilote de Burlington (0,05 à 0,08 g N-NH_3/g MVL•j à des températures de 12 à 17°C).

On a, au Tableau 8.8, tenté de comparer divers systèmes biologiques de nitrification en se basant sur les temps de séjour hydrauliques nécessaires pour obtenir une réduction de la concentration de N ammoniacal de l'alimentation de 20 mg/L à moins de 1 mg/L, à 25°C. Les données de nitrification par lit fluidisé de Jeris et coll.[7] et de Sutton et coll.[57] y sont incluses pour fin de comparaison. Le volume du réacteur, obtenu à partir des résultats de Jeris et coll.[7], est inférieur d'un ordre de grandeur à celui calculé à partir des données obtenues des études effectuées à l'usine pilote de Burlington. Les résultats préliminaires de Sutton et coll.[57] concordent mieux avec ceux obtenus à Burlington. On a supposé, lors du calcul du TSH nécessaire, d'après les résultats de Sutton et coll.[57], qu'il y aurait augmentation appréciable de la vitesse de nitrification à la température de 25°C. Cette hypothèse n'est pas encore confirmée.

TABLEAU 8.8 COMPARAISON DES TEMPS DE SÉJOUR HYDRAULIQUE DE SYSTÈMES DE NITRIFICATION SÉPARÉS
Paramètre de base: C_o = 20 mg $N\text{-}NH_3$/L; C $\leq$ 1 mg $N\text{-}NH_3$/L; T = 25°C

Procédé	Source	Rapport carbone/azote	Temps de séjour hydraulique (minutes)
Lit fluidisé	Présente étude	DBO_5/NTK <0,4	104
	Jeris et coll.[7]	DCO/NTK = 3,7	11[a]
	Sutton et coll.[57]	$DBO_5/N\text{-}NH_3$ = 2	54[b]
Réacteur à lit normal	Gasser et coll.[58]	$DBO_5/N\text{-}NH_3$ = 0,4	90[c]
CBR	Antonie[59]	$DBO_5/N\text{-}NH_3$ <1	90[d] - 280[e]
Boues activées homogènes	USEPA[46]	DBO_5/NTK = 1,3	180[f]

Hypothèses:

(a) Vitesse de nitrification = 0,3 g/g•j; MVL = 8,5 g/L
(b) Vitesse de nitrification à 25°C = 0,085 g $N\text{-}NH_3$/g•j sur la base d'une vitesse moyenne mesurée à 13°C (0,05 g/g•j) x 1,40 et à 17°C (0,08) x 1,23 (correction de température basée sur la Figure 8.17[61]. Moyennes des MVL = 6 g/L.)
(c) Vitesse de nitrification = 0,3 kg/m^3•j de 19 à 28°C. Support du milieu: 5 mm de gravier.
(d) Charge hydraulique = 82 L/m^2•j pour obtenir une élimination de $N\text{-}NH_3$ de 95%. T > 13°C. Surface spécifique = 200 m^2/m^3 dans un CBR à 4 étapes.
(e) Vitesse de nitrification = 0,485 kg/1 000 m^2•j pour obtenir une élimination de $N\text{-}NH_3$ de l'effluent de 1 mg/L. T > 13°C. Surface spécifique = 200 m^2/m^3 dans un CBR à 4 étapes
(f) Vitesse au pic de nitrification = 0,3 g/g•j à 25°C. Concentration d'oxygène dissous de 2 mg/L. MVSLM de la cuve d'aération = 2 000 mg/L

La comparaison des résultats préliminaires de Sutton et coll.[57] et de ceux des études effectuées à Burlington indique qu'il pourrait être avantageux d'exploiter le procédé de nitrification biologique à un rapport DBO_5/N plus élevé. Huang[60] a aussi noté une amélioration de la vitesse de nitrification dans un système de traitement biologique en croissance sur support en présence d'une petite quantité de carbone organique biodégradable (DBO_5 ≈ 10 mg/L).

La comparaison du TSH d'autres procédés de nitrification biologiques (réacteur à lit ordinaire, CBR et boues activées) avec celui calculé à partir des résultats obtenus à Burlington au rapport peu élevé de DBO_5/NTK ne confirme pas les avantages de moindre

encombrement du procédé à lit fluidisé signalés par Jeris et coll.[7] au rapport DBO_5/NTK élevé. Il faut cependant noter que plusieurs hypothèses ont été faites lors du calcul du TSH nécessaire pour les autres systèmes. Ainsi, on a supposé, pour le réacteur à lit tassé, que la vitesse de nitrification n'était pas réduite de façon appréciable aux faibles concentrations de $N\text{-}NH_3$ de l'effluent (<1,0 mg/L). La vitesse de nitrification utilisée pour le calcul du TSH nécessaire était basée sur des données obtenues à des concentrations de $N\text{-}NH_3$ de l'effluent de 1,3 à 2,0 mg/L[58]. Il serait nécessaire d'effectuer une comparaison directe de ces systèmes de nitrification, basée sur des fonctionnements en parallèles, pour vérifier les données présentées au Tableau 8.8.

8.6 Autres facteurs influant sur la nitrification

8.6.1 Élimination d'alcalinité. L'alcalinité est éliminée pendant l'oxydation biologique de l'ammoniac. Les besoins théoriques sont de 7,1 mg d'alcalinité ($CaCO_3$) par mg de $N\text{-}NH_3$ oxydé[46]. Des évaluations expérimentales de systèmes de nitrification par croissance sur support ont permis de noter des rapports d'élimination d'alcalinité variant entre 6,3 et 7,4 mg $CaCO_3$/mg $N\text{-}NH_3$[46].

Le rapport moyen d'élimination d'alcalinité, basé sur les données d'exploitation en état de pseudo-équilibre, était de $7{,}99 \pm 0{,}38$ mg $CaCO_3$/mg $N\text{-}NH_3$. Ce rapport est légèrement supérieur à celui généralement signalé pour les processus de nitrification. Les mesures de l'alcalinité ont été faites sur des échantillons prélevés de l'alimentation et de l'effluent du lit fluidisé de façon aléatoire et les données d'élimination d'azote ammoniacal ont été obtenues à partir d'échantillons composites de 24 heures de l'alimentation et de l'effluent. La différence de mode d'échantillonnage et l'erreur expérimentale expliquent probablement l'écart noté entre les rapports théoriques et mesurés de l'élimination de l'alcalinité.

8.6.2 Consommation d'oxygène. Le besoin théorique d'oxygène de la nitrification, en négligeant la synthèse, est de 4,57 mg O_2/mg $N\text{-}NH_4^+$ oxydé[46]. Le besoin théorique d'oxygène pour l'ensemble synthèse et oxydation est de 4,19 mg O_2/mg $N\text{-}H_3$[46]. Le rapport type de conception pour la consommation d'oxygène est 4,6 mg O_2/mg $N\text{-}NH_3$[46].

On trouve, en se basant sur les 12 enregistrements quotidiens de concentration d'oxygène dissous de l'alimentation et de l'effluent présentés au Tableau 8.9, que la consommation d'oxygène pendant les essais de nitrification en état de pseudo-équilibre était de $3{,}86 \pm 0{,}31$ mg O_2/mg $N\text{-}NH_3$ oxydé. Il n'y avait pas de demande d'oxygène appréciable découlant de la dégradation de composés organiques.

TABLEAU 8.9 UTILISATION DE L'OXYGÈNE POUR LA NITRIFICATION

Date	Taux d'alimentation du réacteur (L/min)	Taux de recyclage (L/min)	Oxygène dissous (mg/L)		N ammoniacal (mg/L)		Oxygène utilisé (mg O_2/mg N-NH_3)
			Alimentation	Effluent	Alimentation	Effluent	
9 janv. 80	18,16	45,4	10,4	4,8	21,5	16,1	3,63
15 janv. 80	18,16	45,4	11,2	5,0	23,8	18,1	3,81
23 janv. 80	10,44	53,1	10,0	5,0	33,0	24,9	3,75
6 fév. 80	10,44	53,1	14,4	5,0	21,9	9,5	4,61
13 fév. 80	10,44	53,1	14,8	5,0	21,0	5,6	3,87
20 fév. 80	10,44	53,1	15,6	5,0	24,5	6,1	3,51
27 fév. 80	18,16	45,4	17,6	5,0	21,7	10,6	3,97
5 mars 80	18,16	45,4	12,0	5,0	20,9	15,9	4,90
12 mars 80	18,16	45,4	14,4	5,0	20,9	11,4	3,46
19 mars 80	18,16	45,4	17,6	5,0	25,1	12,5	3,50
2 avril 80	5,31	58,2	10,0	5,2	26,6	8,9	3,24
16 avril 80	5,31	58,2	6,7	5,0	8,2	3,2	4,07
						moyenne =	3,86

La consommation d'oxygène mesurée est légèrement inférieure aux valeurs citées normalement pour les systèmes nitrificateurs biologiques. Cette différence entre les valeurs mesurées et théoriques est probablement liée aux inexactitudes dans l'enregistrement continu des concentrations d'oxygène dissous dans l'alimentation et l'effluent.

8.6.3 Rendement en matières et TSH du système. L'alimentation du lit fluidisé contenant des quantités appréciables de carbone organique biodégradable, le rendement en boues du système était relativement faible et le système a été exploité à un TSH relativement long. Il n'a pas été nécessaire d'éliminer de la biomasse du système pour limiter la vitesse de croissance plus élevée des organismes hétérotrophes. Le TSH a varié, pendant les essais en état de pseudo-équilibre, de 25 à 39 jours. Cette valeur n'est pas le TSH à l'équilibre du système, car la concentration de biomasse du réacteur n'a pas atteint l'équilibre.

On trouve, en se basant sur le TSH de traitement et l'efficacité d'élimination d'ammoniac du système, un rendement en matières variant entre 0,08 et 0,13 g MV/g $N\text{-}NH_3$. Le rendement en matières calculé correspond au rendement théorique estimé pour les organismes nitrificateurs, à savoir 0,15 g/g $N\text{-}NH_3$ oxydé[46].

8.6.4 Effet de la température. Tous les essais en état de pseudo-équilibre effectués à Burlington l'ont été à 25°C, nous ne disposons donc d'aucune donnée portant sur les effets de la température sur le processus de nitrification en lit fluidisé.

Les données présentées dans la littérature indiquent en général que les procédés de nitrification par croissance sur support fixe sont moins sensibles à la température que ceux par croissance en suspension. Les effets de la température sur les systèmes à croissance sur support fixe et en suspension sont présentés à la Figure 8.17; les données sont tirées des travaux de plusieurs chercheurs[61]. L'effet exact de la température sur les systèmes de nitrification à croissance sur support fixe est cependant moins bien défini.

Des études effectuées à l'université Rutgers[67] ont permis de trouver que la capacité de nitrification d'un CBR ne variait pas dans la gamme de température de 15 à 26°C. De façon semblable, Antonie[59] n'a noté aucune dépendance vis-à-vis de la température pour un CBR exploité à 13°C et plus, bien que les vitesses aient été réduites de façon appréciable à mesure que la température était abaissée jusqu'à 4°C. Des données d'exploitation obtenues pour des systèmes de nitrification sur lit ordinaire indiquaient un effet significatif de la température sur l'efficacité du procédé dans la

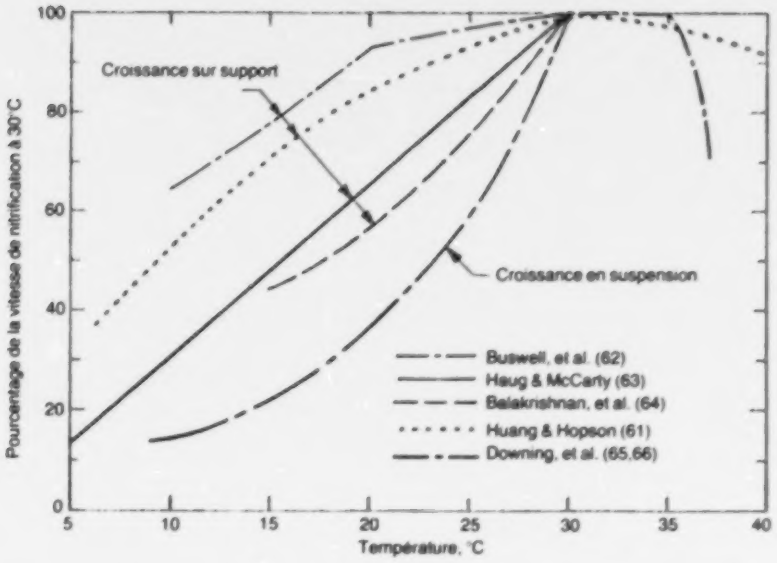

FIGURE 8.17 COMPARAISON DES EFFETS DE LA TEMPÉRATURE SUR LA NITRIFICATION DE SYSTÈMES À CROISSANCE EN SUSPENSION OU À CROISSANCE SUR SUPPORT (46)

gamme de 15 à 27°C[58,68,69]. Le temps de séjour hydraulique du réacteur à lit ordinaire doit être allongé d'environ 55 minutes à 27°C à 200 minutes à 15°C pour conserver la même efficacité.

Nous ne disposons pas de suffisamment de données pour déterminer les effets de la température sur le processus de nitrification en lit fluidisé. D'autres recherches devraient être effectuées afin de définir les effets de la température sur le traitement.

8.7 Résumé

Le système séparé de nitrification en lit fluidisé semble présenter certains avantages du point de vue de la taille du réacteur, comparativement aux autres procédés de nitrification à croissance en suspension ou sur film fixe, mais les résultats obtenus à Burlington en utilisant un effluent secondaire de haute qualité (DBO_5/NTK <0,4) ne confirment pas la diminution de la taille du réacteur d'un ordre de grandeur signalée par Jeris et coll.[7]. Les importantes concentrations de biomasse signalées par Jeris et coll.[7] (8 500 mg/L) et Sutton et coll.[57] (5 200 - 7 000 mg/L) ne pourraient être

obtenues à Burlington en utilisant l'effluent secondaire de faible DBO_5 comme alimentation. Il serait donc nécessaire, en dépit des vitesses de nitrification spécifique semblables à celles signalées par Sutton et coll.[57], d'utiliser des réacteurs de tailles passablement plus importantes pour obtenir le même degré de traitement. Il est possible que l'utilisation d'un matériau support plus petit, ainsi que d'une plus grande fluidisation du lit et la présence d'une petite quantité de carbone organique biodégradable permette d'accroître les concentrations de biomasse du réacteur sans modifier de façon appréciable la vitesse de nitrification.

L'établissement d'une population nitrifiante active dans le lit fluidisé du réacteur et l'obtention d'un équilibre du point de vue de la dynamique de la population ont nécessité une longue période de démarrage. Les valeurs de l'élimination de l'alcalinité, de la consommation d'oxygène et du rendement en matières du lit fluidisé en conditions de pseudo-équilibre étaient semblables à celles signalées pour d'autres procédés de nitrification biologique.

On a noté l'existence de limitations appréciables reliées à la diffusion dans les biofilms. La dépendance envers la concentration en azote ammoniacal, présentant une cinétique d'ordre 1/2, et le régime de mélange de la CRMC du système à lit fluidisé en condition de recyclage ($Q_R/Q_A \geq 2$) ont une grande influence sur le procédé. Il a été possible d'atteindre une élimination de 75 pour cent de l'azote ammoniacal pour une concentration dans l'alimentation de 20 mg/L $N\text{-}NH_3$ à un TSH de seulement 37 minutes, mais le traitement biologique nécessaire à l'obtention d'un effluent de haute qualité ($\leq$ 1 mg $N\text{-}NH_3$/L) nécessite d'accroître le TSH du réacteur à plus de 100 minutes. Une meilleure conception de l'oxygénateur permettant de fonctionner à de faibles rapports de recyclage et une conception du réacteur permettant d'obtenir un régime de mélange de type écoulement en bloc dans le réacteur permettraient de minimiser les limitations de diffusion dans le biofilm et de maximiser la vitesse de nitrification.

BIBLIOGRAPHIE

1. Beer, C., "Evaluation of Anaerobic Denitrification Process; Discussion", American Society of Civil Engineers, Journal of Sanitary Engineering Division, 96 (SA6), 1452, (1970).

2. Beer, C., J. Jeris and J.A. Mueller, "Biological Denitrification Using Fluidized Granular Beds", New York State Dept. of Environmental Conservation, Environmental Quality Technical Paper No. 11, (1972).

3. Short, C.S., "Removal of Ammonia from River Water-2", Technical Report TR3, Water Research Centre, Medmenham, (1975).

4. Thomas, E.V. and A.P. Smith, "Biological Denitrification of River-Derived Water", presented at the Annual General Meeting of the Institute of Water Engineers and Scientists (S.E. Section), London, Eng., (1978).

5. Goodall, J.B. and R.B. Gauntlett, "Removal of Ammonia and Nitrate in the Treatment of Potable Water", presented at the Conference on Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater, Manchester, Eng., (1980).

6. Jeris, J.S., C. Beer and J.A. Mueller, "High-rate Biological Denitrification Using a Granular Fluidized Bed", J. Wat. Pollut. Control Fed., 46 (9), 2118, (1974).

7. Jeris, J.S., R.W. Owens, R. Hickey and F. Flood, "Biological Fluidized Bed Treatment for BOD and Nitrogen Removal", ibid, 49 (5), 816, (1977).

8. Stephenson, J.P. and K.L. Murphy, "Kinetics of Biological Fluidized Bed Wastewater Denitrification", Prog. Wat. Tech. 12, 151, (1980).

9. Sutton, P.M., W.K. Shieh, C.P. Woodcock and R.W. Morton, "Oxitron System Fluidized Bed Wastewater Treatment Process: Development and Demonstration Studies", presented at the Joint Annual Conference of the APCA and the PCAO, Toronto, Ont., (1979).

10. Cooper, P.F. and D.H.V. Wheeldon, "Complete Treatment of Sewage in a Two-Fluidized Bed System", presented at the Conference on Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater, Manchester, Eng., (1980).

11. Sutton, P.M., D. Langley and K. Warner, "Oxitron Fluidized Bed Wastewater Treatment System: Application to High Strength Industrial Wastewaters", presented at the 34th Industrial Waste Conference, Purdue University, (1979).

12. Bosman, J., A.A. Eberhard and C.I. Baskir, "Denitrification of a Concentrated Nitrogeneous Industrial Effluent Using a Packed Column and Fluidized Bed Reactors", Progress in Water Technology, 10 (5/6), 297, (1978).

13. Francis, C.W. and C.D. Malone, "Anaerobic Columnar Denitrification of High-Nitrate Wastewater", Progress in Water Technology, 8 (4/5), 687, (1977).

14. Holladay, D.W., C.W. Hancher, C.D. Scott and D.D. Chilcote, "Biodegradation of Phenolic Waste Liquors in Stirred-Tank, Packed-Bed and Fluidized-Bed Bioreactors", J. Wat. Pollut. Control Fed., 50 (11), 2573, (1978).

15. Switchenbaum, M.S. and W.J. Jewell, "Anaerobic Attached Film Expanded Bed Reactor Treatment of Dilute Organics", presented at the 51st Annual Conference of the Water Pollution Control Federation, Anaheim, Cal., (1978).

16. Jewell, W.J., "Development of the Attached Microbial Film Expanded Bed Process for Aerobic and Anaerobic Waste Treatment", presented at the Conference on Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater, Manchester, Eng., (1980).

17. Oppelt, T., J. Smith and W. Feige, "Expanded Bed Biological Treatment", EPA 600/2-78-117, (July, 1978).

18. Sehic, O.A., "Fluidized Sand Recycle Reactor for Aerobic Biological Treatment of Sewage", presented at the Conference on Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater, Manchester, Eng., (1980).

19. Tsezos, M. and A. Benedek, "Removal of Organic Substances by Biologically Activated Carbon in a Fluidized Bed Reactor", J. Wat. Pollut. Control Fed., 52 (3), 578, (1980).

20. Walker, I. and E.P. Austin, "The Use of Plastic, Porous Biomass Support in a Pseudo-fluidized Bed for Effluent Treatment", presented at the Conference on Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater, Manchester, Eng., (1980).

21. Atkinson, B., G.M. Black, P.J.S. Lewis and A. Pinches, "Biological Particles of Given Size, Shape and Density for Use in Biological Reactors", Biotech. and Bioeng., 21 193, (1979).

22. Atkinson, B., G.M. Black and A. Pinches, "The Characteristics of Solid Supports and Biomass Support Particles When Used in Fluidized Beds", presented at the Conference on Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater, Manchester, Eng., (1980).

23. Cooper, P.F. and D.H.V. Wheeldon, "Fluidized- and Expanded- Bed Reactors for Wastewater Treatment", presented at the Annual Conference of the Institute of Water Pollution Control, Torquay, Eng., (1979).

24. Jeris, J.S., "Biological Fluid Bed Technology", presented at Workshop 79 - New Developments in Wastewater Treatment, Univ. of Toronto, Toronto, Ont., (1979).

25. Sutton, P.M., W.K. Shieh, P. Kos and P.R. Dunning, "Dorr-Oliver's Oxitron System Fluidized Bed Water and Wastewater Treatment Process: presented at the Conference on Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater, Manchester, Eng., (1980).

26. Sutton, P.M., "Oxitron Fluidized Bed Treatment of High Strength Industrial Wastes", presented at Workshop 79 - New Developments in Wastewater Treatment, Univ. of Toronto, Toronto, Ont., (1979).

27. Sutton, P.M., Dorr-Oliver Inc., personal communication, (1980).

28. Laboratory Services Section, Analytical Methods Manual, Wastewater Technology Centre, Environmental Protection Service, Burlington, Ont., (1976).

29. Levenspiel, O., Chemical Reaction Engineering, Wiley & Sons, New York, (1962).

30. Kunii, D. and O. Levenspiel, Fluidization Engineering, Wiley & Sons, New York, (1969).

31. Kramers, H., M.D. Westermann, J.H. de Groot and F.A.A. Dupont, "The Longitudinal Dispersion of Liquid in a Fluidized Bed", Symposium on the Interaction Between Fluids and Particles, Institution of Chemical Engineers, London, Eng., (1962).

32. Leva, M., Fluidization, McGraw-Hill, New York, (1959).

33. Mosser, A. and R.M. Lafferty, "Process Kinetics as the Basis for Process Development in Biotechnology", 5th International Fermentation Symposium, Berlin, (1976).

34. Murphy, K.L. and R.W. Wilson, "Pilot Plant Studies of Rotating Biological Contactors Treating Municipal Wastewater", prepared for the Canada Mortgage and Housing Corporation, Report SCAT-2E, Ottawa, Ont., (1978).

35. Patterson, J.W., P.L. Brezonik and H.D. Putnam, "Measurements and Significance of Adenosine Triphosphate in Activated Sludge", Environ. Sci. Technol., 4, 569, (1970).

36. Dearborn Environmental Consulting Services, "The Use of the ATP Assay for Rapid Assessment of Water Quality", Technical Bulletin No. 109, Inland Waters Directorate, Water Quality Branch, Ottawa, Canada, (1979).

37. Box, G.E.P. and G.M. Jenkins, Time Series Analysis: Forecasting and Control, Holden Day, Inc., San Francisco, Cal., (1970).

38. Murphy, K.L. et al, "Dynamic Nature of Nitrifying Biological Suspended Growth Systems", Progress in Water Technology, 9, 279, (1977).

39. Filion, M.P., K.L. Murphy and J.P. Stephenson, "Performance of a Rotating Biological Contactor under Transient Loading Conditions", J. Wat. Pollut. Control Fed., 51 (7), 1925, (1979).

40. Joint Committee of the WPCF and ASCE, Wastewater Treatment Plant Design, Lancaster Press, Lancaster, Pa., (1977).

41. Metcalf and Eddy Inc., Wastewater Engineering: Treatment/Disposal/Reuse, McGraw-Hill, (1979).

42. Box, G.E.P. and J.S. Hunter, "The 2^{k-p} Fractional Factorial Designs. Part I", Technometrics, 3 (3), 311, (1961).

43. Box, G.E.P. and J.S. Hunter, "The 2^{k-p} Fractional Factorial Designs. Part II", Technometrics, 3 (4), 449, (1961).

44. Cooper, P.F., D.H.V. Wheeldon, A.E. Ingram-Tedd and D.W. Harrington, "Sand/Biomass Separation with Production of a Concentrated Sludge", poster paper presented at the Conference on Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater, Manchester, Eng., (1980).

45. Jeris, J.S., Ecolotrol Inc., personal communication, (1980).

46. United States Environmental Protection Agency, Process Design Manual for Nitrogen Control, (October, 1975).

47. Weddle, C.L., D.G. Niles, E. Goldman and J.W. Porter, "Studies of Municipal Wastewater Renovation for Industrial Water", presented at the 44th Annual Conference of the Water Pollution Control Federation, San Francisco, Cal., (1971).

48. Greene, R.A., "Complete Nitrification by Single Stage Activated Sludge", presented at the 46th Annual Conference of the Water Pollution Control Federation, Cleveland, Ohio, (1973).

49. Odegaard, H. and B. Rusten, "Nitrogen Removal in Rotating Biological Contactors Without the Use of External Carbon Source", presented at the 1st National Symposium on Rotating Biological Contactor Technology, Champion, Pa., (1980).

50. Reilly, P.M., "Statistical Methods in Model Discrimination", Can. J. Chem. Eng., 48 (4), 168, (1970).

51. Williamson, K. and P.L. McCarty, "A Model of Substrate Utilization by Bacterial Films", J. Wat. Pollut. Control Fed., 48 (1), 9, (1976).

52. Williamson, K. and P.L. McCarty, "Verification Studies of the Biofilm Model for Bacterial Utilization", J. Wat. Pollut. Control Fed., 48 (2), 281, (1976).

53. Lamotta, E.J., "External Mass Transfer in a Biological Film Reactor", Biotech. and Bioeng., 18 (10), 1359 (1976).

54. Lamotta, E.J. "Internal Diffusion and Reaction in Biological Films", Biotech. and Bioeng., 18 (8), 765, (1976).

55. Harremoes, P., "The Significance of Pore Diffusion to Filter Denitrification", J. Wat. Pollut. Control Fed., 48 (2), 377, (1976).

56. Sutton, P.M., B.E. Jank and K.L. Murphy, "Single Sludge Nitrogen Removal Systems", Research Report 88, Canada-Ontario Agreement on Great Lakes Water Quality, (1979).

57. Sutton, P.M., K.E. Warner, W.K. Shiek and J.A. Peplinski, unpublished data, (1980).

58. Gasser, J.A., C.L. Chan, C.L. Chen and R.P. Miele, "Fixed Film Nitrification of Secondary Effluent", presented at the EED-ASCE Specialty Conference, Penn. State University, Pa. (July, 1974).

59. Antonie, R.L., "Nitrification of Activated Sludge Effluent with the Bio-Surf Process", presented at the Annual Conference of the Ohio Water Pollution Control Association, Toledo, Ohio, (June 1974).

60. Huang, C.S., "Kinetics and Process Factors of Nitrification on a Biological Film Reactor", Ph.D. Thesis, Univ. of New York, at Buffalo, (1973).

61. Huang, C.S. and N.E. Hopson, "Temperature and pH Effect on the Biological Nitrification Process", presented at the Annual Winter Meeting, New York Water Pollution Control Association, New York, (Jan. 1974).

62. Buswell, A.H., T. Shiota, N. Lawrence and I. Van Meter, "Laboratory Studies on the Kinetics of the Growth of Nitrosomonas with Relation to the Nitrification Phase of the BOD Test", Applied Microbiology, 2, 21, (1954).

63. Haug, R.T. and P.L. McCarty, "Nitrification with the Submerged Filter", USEPA Research Grant No. 17010 EPM, (Aug. 1971).

64. Balakrishnan, S. and W.W. Eckenfelder, "Nitrogen Relationships in Biological Waste Treatment Processes - II, Nitrification in Trickling Filters", Water Research, 3, 167, (1969).

65. Knowles, G., A.L. Downing and M.J. Barrett, "Determination of Kinetic Constants of a Nitrifying Bacteria in Mixed Culture, with the Aid of An Electronic Computer", J. Gen. Microbiol., 38, 263, (1965).

66. Downing, A.L. and A.P. Hopwood, "Some Observations on the Kinetics of Nitrifying Activated Sludge Plants", Schweiz. Zeitsch. f Hydrol., 26 (2), 271, (1964).

67. Department of Environmental Sciences, Rutgers University, "Rotating Biological Disk Wastewater Treatment Process - Pilot Plant Evaluation", USEPA Project No. 17010 EBM, Aug. (1972).

68. Young, J.C., E.R. Baumann and D.J. Wall, "Packed Bed Reactors for Secondary Effluent BOD and Ammonia Removal", J. Wat. Pollut. Control Fed., 47 (1), 46, (1975).

69. McHarness, D.D., R.T. Haug and P.L. McCarty, "Field Studies of Nitrification with Submerged Filters", J. Wat. Pollut. Control. Fed., 47 (2), 291, (1975).

ABRÉVIATIONS ET SYMBOLES

a_t	-	séquence de bruit blanc
Alc.	-	alcalinité
ATP	-	adénosine triphosphate
Moy.	-	moyenne
b	-	période de retard du système
B	-	opérateur retour arrière (ex. $B^n Y_t = Y_{t-n}$)
DBO_5	-	demande biochimique d'oxygène
MVL	-	matières volatiles du lit
C	-	concentration
C_o	-	concentration de l'alimentation
DCO	-	demande chimique d'oxygène
CRMC	-	cuve de réacteur à mélange continu
d_{10}	-	diamètre effectif
d_{60}/d_{10}	-	coefficient d'uniformité
D_p	-	diamètre d'une particule
D_L	-	coefficient de diffusivité
$D/\mu L$	-	nombre de dispersion
OD	-	concentration d'oxygène dissous
dC/dt	-	vitesse de réaction (taux de charge de concentration)
E	-	efficacité d'élimination
E/E_o	-	distribution du temps de séjour externe
A.E.	-	aération prolongée
f	-	fraction des nitrificateurs
F	-	filtrable
A/M	-	rapport aliments/masse
$FeCl_3$	-	chlorure ferrique
COF	-	carbone organique filtrable
COF_E	-	carbone organique filtrable de l'effluent
COF_A	-	carbone organique filtrable de l'alimentation
COF_C	-	charge massique de carbone organique filtrable
g	-	gain de traitement

g/L	-	gramme par litre
g/g MVL•j	-	charge de traitement
g O_2/g DBO_5	-	taux spécifique d'utilisation d'oxygène
TSH	-	temps de séjour hydraulique
k	-	constante de vitesse de réaction
ln	-	logarithme naturel
MVSLM	-	matières volatiles en suspension dans la liqueur mixte
n	-	ordre de la réaction
N	-	nombre de CRMC
$N\text{-}NH_3$	-	azote ammoniacal (aussi $N\text{-}NH_4$ et $N\text{-}NH_4^+$)
$N\text{-}NO_2$	-	azote sous forme de nitrite
$N\text{-}NO_3$	-	azote sous forme de nitrate
p, d, f	-	ordres de modèles de bruit
Q	-	débit
Q_o	-	débit de l'effluent primaire
Q_D	-	débit de l'eau de dilution
Q_A	-	taux d'alimentation du réacteur ($Q_o + Q_D$)
Q_R	-	taux de recyclage du réacteur
Q_T	-	débit total du réacteur ($Q_A + Q_R$)
R	-	rapport de recyclage (Q_R/Q_A)
r	-	vitesse de réaction (dC/dt)
CBR	-	contacteur biologique rotatif
TSM	-	temps de séjour des matières
TSM_r	-	temps de séjour des matières réel
TSM_c	-	temps de séjour des matières classique
TSM_m	-	temps de séjour des matières modifié
MES	-	matières en suspension
T	-	température
NTK	-	azote total de Kjeldahl
MTS	-	matières totales en suspension
USEPA	-	United States Environmental Protection Agency
v	-	vitesse
MV	-	matières volatiles
MVS	-	matières volatiles en suspension

CRE	-	Centre de recherche sur les eaux
CTEU	-	Centre technique des eaux usées
X	-	fraction convertie
Y	-	rendement en matières
Y_r	-	rendement en matières réel
Y_c	-	rendement en matières classique
Y_m	-	rendement en matières modifié
τ	-	constante de temps